THÈSES

présentées à la

FACULTÉ DES SCIENCES DE L'UNIVERSITÉ DE PARIS

pour obtenir le titre de

DOCTORAT DE L'UNIVERSITÉ
(Génie Chimique)

PAR

QUDDUS Md. Abdul
Ingénieur Chimiste

Thèse préparée au Laboratoire de Chimie de l'Ecole Centrale des Arts et Manufactures sous la direction de Monsieur le Professeur H. BRUSSET

Première Thèse :

"ETUDE DES PARAMÈTRES DE LA RECTIFICATION ET DE L'ENGORGEMENT"

Deuxième Thèse :

"PROPOSITIONS DONNÉES PAR LA FACULTÉ"

08 MARS 1966

Soutenues le *1966* *devant la Commission d'Examen*

MM. **BRUSSET** Président
CHATELET Examinateur
MAITTE Examinateur

THÈSES

présentées à la

FACULTÉ DES SCIENCES DE L'UNIVERSITÉ DE PARIS

pour obtenir le titre de

DOCTORAT DE L'UNIVERSITÉ
(Génie Chimique)

PAR

QUDDUS Md. Abdul
Ingénieur Chimiste

Thèse préparée au Laboratoire de Chimie de l'Ecole Centrale des Arts et Manufactures sous la direction de Monsieur le Professeur H. BRUSSET

UNIVERSITEITSBIBLIOTHEEK - LEIDEN -

Première Thèse :

"ETUDE DES PARAMÈTRES DE LA RECTIFICATION ET DE L'ENGORGEMENT"

Deuxième Thèse :

"PROPOSITIONS DONNÉES PAR LA FACULTÉ"

Soutenues le *1966 devant la Commission d'Examen*

MM. **BRUSSET** Président
CHATELET Examinateur
MAITTE Examinateur

FACULTE DES SCIENCES DE L'UNIVERSITE DE PARIS

PROFESSEURS

Doyen . . . . . M. ZAMANSKY

BRELOT	T	Analyse supérieure.
PRENANT	T	Anatomie et Histologie comparée.
GRASSE	T	Evolution des êtres organisés.
PREVOST	T	Chimie organique.
WYART	T	Minéralogie et Cristallographie.
TEISSIER	T	Zoologie.
MANGENOT	T	Biologie végé (Orsay).
AUGER	T	Physique quantique et Relativité.
MONNIER	T	Physiologie Générale.
PIVETEAU	T	Paléontologie.
ROCARD	T	Physique (E.N.S.)
CARTAN	T	Mathématiques (E.N.S.).
LAFFITTE	T	Chimie générale.
FAVARD	T	Géométrie supérieure.
COULOMB	T	Physique du Globe.
Mlle COUSIN	T	Biologie Animale (S.P.C.N.).
CHRETIEN	T	Chimie minérale.
BOCQUET	T	Zoologie.
KASTLER	T	Physique (E.N.S.).
EPHRUSSI	T	Génétique.
RIVIERE	T	Géologie SPCN et sédiment (Orsay).
GAUTHERET	T	Biologie Vég. (P.C.B.).
LUCAS	T	Recherches Physiques.
A. THOMAS	T	Biologie cellulaire.
ARNULF	T	Optique appliquée.
MORAND	T	Physique Enseignement.
SOLEILLET	T	Physique (P.C.B.).
FORTIER	T	Mécanique exp. des Fluides.
DRACH	T	Zoologie.
QUENEY	T	Météorologie et dynamique atmosphérique.
GALLIEN	T	Embryologie.
EICHHORN	T	Botanique.
DE CUGNAC	T	Biologie Végétale (S.P.C.N.).
Mlle CAUCHOIS	T	Chimie Physique.
THELLIER	T	Physique du Globe.
L'HERITIER	T	Biologie générale (Orsay).

FACULTÉ DES SCIENCES DE L'UNIVERSITÉ DE PARIS

PROFESSEURS

Doyen . . . . . M. ZAMANSKY

BRELOT	. . . . .	T	Analyse supérieure.
PRENANT	. . . . .	T	Anatomie et Histologie comparées.
GRASSE	. . . . .	T	Evolution des êtres organisés.
PREVOST	. . . . .	T	Chimie organique.
WYART	. . . . .	T	Minéralogie et Cristallographie.
TEISSIER	. . . . .	T	Zoologie.
MANGENOT	. . . . .	T	Biologie végé (Orsay).
AUGER	. . . . .	T	Physique quantique et Relativité.
MONNIER	. . . . .	T	Physiologie Générale.
PIVETEAU	. . . . .	T	Paléontologie.
ROCARD	. . . . .	T	Physique (E.N.S.).
CARTAN	. . . . .	T	Mathématiques (E.N.S.).
LAFFITTE	. . . . .	T	Chimie générale.
FAVARD	. . . . .	T	Géométrie supérieure.
COULOMB	. . . . .	T	Physique du Globe.
Mlle COUSIN	. . . . .	T	Biologie Animale (S.P.C.N.).
CHRETIEN	. . . . .	T	Chimie minérale.
ROCQUET	. . . . .	T	Zoologie.
KASTLER	. . . . .	T	Physique (E.N.S.).
ERHRUSSI	. . . . .	T	Génétique.
RIVIERE	. . . . .	T	Géologie SPCN et sédiment (Orsay).
GAUTHERET	. . . . .	T	Biologie Vég. (P.C.B.).
LUCAS	. . . . .	T	Recherches Physiques.
A. THOMAS	. . . . .	T	Biologie cellulaire.
ARNULF	. . . . .	T	Optique appliquée.
MORAND	. . . . .	T	Physique Enseignement.
SOLEILLET	. . . . .	T	Physique (P.C.B.).
FORTIER	. . . . .	T	Mécanique exp. des Fluides.
DRACH	. . . . .	T	Zoologie.
QUENEY	. . . . .	T	Météorologie et dynamique atmosphérique.
GALLIEN	. . . . .	T	Embryologie.
EICHHORN	. . . . .	T	Botanique.
DE CUGNAC	. . . . .	T	Biologie Végétale (S.P.C.N.).
Mlle CAUCHOIS	. . . . .	T	Chimie Physique.
THELLIER	. . . . .	T	Physique du Globe.
L'HERITIER	. . . . .	T	Biologie générale (Orsay).

GRIVET	T	Radioélectricité (Orsay).
PONCIN	T	Mécanique Générale.
DUBREIL	T	Arithmétique et théorie des Nombres.
QUELET	T	Chimie Organique.
CAGNIARD	T	Géophysique appliquée.
CHAMPETIER	T	Chimie macromoléculaire.
CUVILLIER	T	Micropaléontologie.
JUNG	T	Géologie.
TRILLAT	T	Microscopie et diffraction électronique.
WIEMANN	T	Chimie organique et structurale.
JACQUINOT	T	Spectroscopie et physique céleste. (Orsay).
VASSY	T	Physique de l'atmosphère.
DESTOUCHES	T	Théories Physiques.
AMIEL	T	Chimie générale.
HOCART	T	Minéralogie et Cristallographie.
J.P. MATHIEU	T	Physique Optique.
COUTEAUX	T	Cytologie.
MAY	T	Zoologie.
CHOQUET	T	Théorie des fonctions et Topologie.
FELDMANN	T	Biologie Végétale marine.
GUINIER	T	Physique des solides (Orsay).
JOST	T	Physiologie comparée.
FORTET	T	Calcul des Probabilités et Physique mathématique.
SCHWARTZ	T	Calcul diff. et Intégral.
CHOUARD	T	Physiologie Végétale.
MALAVARD	T	Aviation (Techn. Aéronaut.).
NORMANT	T	Synthèse organique.
BENARD	T	Chimie Minérale.
BUVAT	T	Botanique (E.N.S.).
DUGUE	T	Statistiques Mathématiques.
SOULAIRAC	T	Psychophysiologie.
ULRICH	T	Physiologie Végétale appliquée.
MARECHAL	T	Optique théorique et Appliquée.
KIRRMANN	T	Théories Chimiques.
CHADEFAUD	T	Botanique.
Mlle LE BRETON	T	Physiologie de la nutrition.
LELONG	T	Applic. de l'analyse à la géométrie.
DEVILLERS	T	Anatomie et Histologie Comparées.
EHRESMANN	T	Topologie Algébrique.
FRANÇON	T	Physique (S.P.C.N.).
GLANGEAUD	T	Géographie phys. et Géologie.
GODEMENT	T	Mathématiques (M.G.P.).
PISOT	T	Tech. Mathém. de la Physique.
ROCH	T	Géologie.
SCHATZMANN	T	Astrophysique.

TERMIER	T	Géologie générale.
ZAMANSKY	T	Mathématiques générales.
LENNUIER	T	Physique (M.G.P.).
RIZET	T	Génétique (Orsay).
ROUTHIER	T	Géologie appliquée.
Mme TONNELAT	T	Physique Théorique.
DIXMIER	T	Mathématiques (M.P.C.)
SOUCHAY	T	Chimie générale.
AIGRAIN	T	Electrotechnique générale.
BRUSSET	T	Chimie systématique.
M. LEVY	T	Physique théorique des hautes énergies (Orsay).
Mme CHAIX	T	Chimie biologique.
Mme HUREL-PY	T	Biologie Végétale (P.C.B.).
PANNETIER	T	Chimie générale.
BRUN	T	Mécan. théorique des Fluides.
LEDERER	T	Chimie biologique (Orsay).
Mme DUBREIL	T	Mathém. (Agrégation).
Mme LELONG	T	Mathématiques II (E.N.S.).
BELLAIR	T	Géologie (S.P.C.N.).
COTTE	T	Physique électricité.
DUBOIS J.E.	T	Chimie organique.
LAMOTTE	T	Zoologie (E.N.S.).
MICHEL A.	T	Chimie minérale (Orsay).
OLMER	T	Energétique générale.
ROUAULT	T	Electricité (Orsay).
GAUTHIER	T	Mécanique appliquée.
BARCHEWITZ	T	Chimie Physique.
BROSSEL	T	Physique atomique.
BUSER	T	Physiologie comparée.
CAMUS	T	Physio végé.
CASTAING	T	Physique II thermo (Orsay).
CURIEN	T	Minéralogie et Cristallographie.
MOYSE	T	Physio végé. (Orsay).
Mme CHARNIAUX-COTTON	T	Evolution des êtres organisés.
POSSOMPES	T	Zoologie.
PULLMANN	T	Chimie quantique.
TEILLAC	T	Physique nucléaire et radioactivité (Orsay).
TONNELAT	T	Bio physico. chim. (Orsay).
VILLE	T	Econométrie.
WILLEMART	T	Chimie (P.C.B.).
DODE	T	Chimie (Orsay).
FREYMANN	T	Recherches Physiques.
GUINOCHET	T	Biolo. végé. SPCN (Orsay).
ROLLET	T	Chimie minérale.
Mlle JOSIEN	T	Chimie (S.P.C.N.).

Digitized by the Internet Archive
in 2026

https://archive.org/details/IA41546822_0026

CHEVALLEY ;	T	Géométrie algébrique et théorie des groupes.
ARNOULT	T	Electronique (Orsay).
CHAPELLE	T	Physique I (Orsay).
DELANGLE	T	Mathématique I (Orsay).
DENY	T	Mathé. géné. (Orsay).
GERMAIN	T	Mécan. théor. des fluides.
LUCAS G.	T	Géologie.
ALLARD	T	Chimie Physique.
BERTHELOT	T	Physique des particules fondamentales (Orsay).
BRICARD	T	Météorologie et phys. de l'Atmosphère.
Mme ALBE-FESSARD . . .	T	Psycho-physiologie.
FRIEDEL	T	Physique des solides (Orsay).
M. JULIA	T	Etudes des Moléculaires naturelles complexes.
LENDER	T	Biologie animale SPCN (Orsay).
MAGAT	T	Physico-chimie des radioéléments.
Mlle QUINTIN	T	Electrochimie.
MONOD	T	Chimie du métabolisme.
BENOIT	T	Physio animale (Orsay).
DE POSSEL	T	Analyse numérique.
CHARLOT	T	Chimie analytique.
LEMEE	T	Ecologie végétale (Orsay).
GUERIN	T	Chimie PMC (Orsay).
CHATELET M.	T	Chimie P.C.B.
JEAN	T	Physio nucléaire (Orsay).
MATTLER.	T	Physique S.P.C.N.
BERGERARD	T	Zoologie (Orsay).
BERTEIN	T	Electronique (Orsay).
BOUSSIERES	T	Radiochimie.
Mme COUTURE	T	Thermodynamique et Mécanique Physique.
ELLENBERGER	T	Géologie des grandes régions du globe.
FRANC	T	Biologie animale P.C.B.
SCHNELL.		Botanique tropicale.
STOLKOWSKI	T	Physiologie végétale.
ACHER	T	Chimie Biologie.
BAUDOIN		Biologie animale P.C.B.
BEAUMONT		Biologie animale S.P.C.N.
BLAMONT	T	Géophysique Ionosphère.
BOURREAU	T	Botanique.
CURIE D.		Physique M.G.P.
DURAND-DELGA	T	Géologie.
FREON	T	Chimie organique (Orsay).
HELLER	T	Physiologie végétale.
TORTRAT.	T	Calcul des Probabilités.

CAILLEUX	T	Géologie (S.P.C.N.)
MAGNAN	T	Physique (S.P.C.N.)
DAUDEL	T	Mécanique ondulatoire appliquée à la Chimie Théorique et la Physique nucléaire.
Mlle FOURCROY		Biologie Végétale (S.P.C.N.)
Mme CHOQUET-BRUHAT	T	Mécanique Analytique et Mécanique céleste.
Mlle VEIL	T	Physiologie Générale.
LWOFF	T	Microbiologie.
SIESTRUNCK	T	Mécanique Phys. et Expérimentale.
LACOMBE	T	Métallurgie des métaux nucléaires (Orsay).
BROCHARD	T	Physique PCB (Orsay).
CABANNES	T	Mécanique générale.
LESIEUR	T	Math. I (Orsay).
MAZET	T	Mécanique générale (Orsay).
CAIRE		Géographie physique et Géologie Dynamique.
COMOLET	T	Mécanique des fluides.
CORABOEUF	T	Physio animale (Orsay).
DELLOUE		Physique de l'exosphère.
GORENFLOT	T	Botanique II (Orsay).
HOUILLON		Biologie Animale (P.C.B.)
JULLIEN J.	T	Chimie SPCN (Orsay).
MALGRANGE	T	Technique mathé. de la phys. Ors.
OLIVIER		Antropologie.
NOZERAN	T	Botanique II (Orsay).
BLANC-LAPIERRE	T	Physique ENS (Orsay).
CHEVAUGEON	T	Botanique (Orsay).
KAHANE	T	Mathématiques (Orsay).
SAMUEL	T	Mathématique E.N.S. féminines.
KOURGANOFF	T	Astronomie (Orsay).
THIRY	T	Mécanique céleste.
ABELES		Physique S.P.S.C.N.
AMAT	T	Physique P.C.B.
AUBOIN	T	Géologie.
Mme BENOIT-GUEUTAL.	T	Physique nucléaire et radioactivité (Orsay).
BOUGIS	T	Biologie marine Villefranche/mer.
BRUHAT	T	Mathématiques M.P.C.
BRUNN	T	Géologie historique (Orsay).
CHABBAL.	T	Physique MGP (Orsay).
DEHEUVELS	T	Mathématique Propé.
D'ESPAGNAT	T	Physique théorique (Orsay).
FURON	T	Géologie S.P.C.N.
Mme GANS	T	Génétique.

GENEVES		Biologie végétale P.C.B.
GUILBERT	T	Physique CUS Orléans.
HUPE	T	Pétrographie.
HOLLANDE	T	Biologie générale.
LIONS	T	Analyse numérique.
MAITTE	T	Chimie P.C.B.
MEYER		Physique propédeutique.
NICOLAS		Géologie appliquée.
PANIGEL		Biologie générale.
RAVIER		Pétrographie.
ROSEAU	T	Mécanique théor. des Fluides.
ROUBINE	T	Electronique.
SILBER	T	Chimie P.C.B.
UEBERSFELD	T	Electronique.
YVON	T	Théories Physiques.
HERVE	T	Mathématiques.
NERON	T	Mat. MPC (Orsay).
Mme PECKER-WIMEL	T	Astrophysique.
BALKANSKY		Physique (M.P.C.)
LE CORRE	T	Electricité.
DELCROIX	T	Physique théorique (Orsay).
GOURDIN	T	Physique théorique (Orsay) des hautes énergies.
LEHMANN	T	Phys. exp. des hautes énergies.
NATAF	T	Physique nucléaire et radioactivité (Orsay).
ECHALIER		Biologie animale (P.C.B.)
BARRAUD		Physiologie cellulaire.
LIORET	T	Physiologie végé. (Orsay).
DARS		Géologie struc. et géol. appliquée
CAMEFORT	T	Botanique (agrégation).
VICHNIEWSKY.	T	Mécanique industrielle.
BLAQUIERE	T	Electronique (Orsay).
ARNOUS	T	Physique théorique.
TATIBOUET.	T	Chimie (CSU Orléans).
MALLIAVIN	T	Math. propé. (Orsay).
GAUDEMAR		Chimie propédeutique.
PEREZ Y JORBA.	T	Physique Exp. des Hautes énergies (Orsay).
DAVID	T	Chimie (agrégation Orsay).
ROSUSSE	T	Mécanique théorique.
BROCH	T	Astronomie.
GUY	T	Physique expérimentale.
LAZARD	T	Math. MPC.
MOREL P.	T	Physique MPC.
ARSAC	T	Programmation.
LEFEBVRE	T	Chimie MPC.

CHAPEVILLE	T	Biochimie
BENOIT	T	Physique CPEM.
DIO	T	Chimie CPEM.
JAUZEIN	T	Géologie ENS.
PREVOST G.	T	BV CPEM.
FAVARD P.	T	BA CPEM.
VILKAS	T	Chimie CPEM.
Mlle FICINI	T	Chimie CPEM.
LEQUEUX	T	Astronomie.
COHEN TANNOUDJI .	T	Physique MPC.
TAVERNIER	T	Physique CPEM.
Mme ROIZEN	T	Physique CPEM.
DURAND M.	T	BA SPCN.
PASCAUD	T	Physiologie.
Mme PETIT	T	BA CPEN.
BROUSSE.	T	Géologie (Orsay).
CAGNIAC	T	Physique agrégation (Orsay)
LZEBERRE	T	Zoologie (Orsay).
SCHEFFER	T	Microlobiogie (Orsay).
DE GENNES	T	Physique des solides (Orsay).
RIOU	T	Physique nucléaire exp. (Orsay).
CLAUSER	T	Chimie biolo. (Orsay).
CHEVALIER	T	Physio animale(Orsay).
JANCOVICI	T	Physique atomique (Orsay).
FALK-VAIRANT	T	Physique nucléaire (Orsay).
FETIZON	T	Chimie propé. (Orsay).
CERF	T	Mathématiques (Orsay).
LURCAT		Physique.
RIGAUDY		Chimie S.P.C.N.
SIGWALT		Chimie S.P.C.N.
FOURNET		Electricité générale.
COLLONGUES		Chimie C.P.E.N.
DUBERT		Biochimie.
LAVOREL		Biologie physico chimique.
MOREL F.		Physiologie comparée.
TALBOT		Génétique chimique.
Mme NOUGAREDE . . .		Botanique.
FRANCOIS		Zoologie.
IVANOFF		Océanographie physique.
CADIOT		Chimie organique.
BARUCH		Physique propédeutique.
NOZIERES		Physique générale.
BOK		Physique propédeutique.
SLONIMSKI		Génétique.

Secrétaire général . . . . . R. POULLAIN.

à Marguerite

Collaboratrice infatigable et avisée

Je n'oublierai jamais l'Ecole Centrale des Arts et Manufactures où j'ai effectué ce travail sous la haute direction de Monsieur le Professeur H. BRUSSET. Je le remercie très respectueusement pour l'intérêt qu'il a porté à l'accomplissement de cette thèse.

Je tiens à exprimer ma respectueuse gratitude envers Messieurs les Professeurs CHATELET et MAITTE de l'honneur qu'ils me font de juger mon travail.

Je garderai toujours présent le souvenir des compagnons de laboratoire pour leur aide aussi bien technique que morale et en particulier, je remercie chaleureusement Monsieur BILLY.

C'est avec une immense reconnaissance que je citerai les noms de Madame POPOVITCH du COPAR et Mademoiselle POULHES du MINISTERE des AFFAIRES ETRANGERES pour leur aide matérielle durant mon séjour à PARIS et pour leur compréhension et encouragement constants.

PLAN D'ETUDE

		Page
INTRODUCTION	-	1
CHAPITRE I	- Appareillage et Mélange étudié ..	3
CHAPITRE II	- Etude des trois colonnes A, B et C	14
	Conclusion générale	24
CHAPITRE III	- Engorgement des colonnes A, B et C	26
CONCLUSION	-	32

INTRODUCTION

Le transfert de masse entre phase liquide et phase vapeur que nous étudions ici a attiré l'attention de nombreux chercheurs sur le plan industriel aussi bien que théorique. Dans le laboratoire de chimie de l'ECOLE CENTRALE, Chahvekilian[1], Kaiser[2], Peuscet[3], Castel[4], Mommeja[5], Mlle Bogner[6] et Levain[59] ont déjà abordé cette question.

Les caractéristiques d'appareillages et l'influence de l'écoulement sur l'efficacité de séparation des colonnes ont été déterminées par Chahvekilian[1] et Kaiser[2].

Peuscet[3] a amélioré les appareillages, étudié de façon systématique et théorique le rôle de la protection thermique, l'essentiel de ses travaux portant sur la détermination de l'effet de la pression sur l'efficacité de la rectification.

Castel[4] a contribué lui aussi au perfectionnement de l'appareillage. Il a utilisé les trois mélanges :

Toluène - méthylcyclohexane
Toluène - 1-2 dichloroéthane
Toluène - 2-2-4 triméthyl pentane

respectivement étudiés par Chahvekilian[1], Kaiser[2] et Peuscet[3], afin de préciser l'influence éventuelle de la composition sur l'efficacité de la séparation pour des valeurs fixes du nombre de Reynolds de la phase gazeuse compris entre 1.000 et 10.000.

Mommeja[5] s'est attaché, d'une part, à déterminer le rôle des paramètres géométriques que représentent la hauteur et le diamètre des colonnes, et d'autre part, à étudier le rôle des différents facteurs d'adiabaticité d'une même colonne.

Castel[4] et Mommeja[5] ont donné des conclusions très rapprochées les unes des autres, mais qui diffèrent sensiblement de celles des auteurs précédents, ce qui nous a amenés à reprendre et à poursuivre l'étude de l'effet de la composition et le rôle du diffuseur par lequel s'introduit la vapeur dans la colonne sur l'éfficacité des colonnes de rectification, étude qui a porté sur un seul mélange : Heptane normal-Toluène et sur une échelle de concentrations s'étalant de 20 à 80 en pourcentage de moles de n-Heptane.

Après avoir examiné les théories modernes du transfert de masse[7 à 38] et tenant compte des vues récentes concernant l'hydrodynamique de l'écoulement[39 à 53], nous avons abordé plus spécialement l'influence des divers types de diffuseurs sur l'efficacité d'une rectification sous reflux total et en présence d'engorgement. La même étude met en évidence diverses formes de l'effet de composition dans une rectification et dans l'engorgement.

CHAPITRE I

APPAREILLAGE ET MELANGE ETUDIE

Nous avons utilisé trois types distincts de colonnes à rectifier : une colonne A donnera naissance, à partir de modifications particulières, aux colonnes B et C.

DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE

COLONNE A

La figure 1 représente l'ensemble de notre appareillage. La colonne A se compose d'un tube en verre de 120 cm. de long et de 1,7 cm. de diamètre qu'entoure sur toute sa longueur, une enveloppe également en verre, de 5 cm. de diamètre.

Au bas de cette colonne un bouilleur (1) chauffé par un chauffe-ballon alimenté en courant stabilisé (pour assurer un régime d'écoulement constant dans la colonne malgré les variations de tension du réseau) contient le liquide binaire étudié. La vapeur sort du bouilleur par un conduit qui l'amène juste au bas du tube de rectification; elle est reprise en haut de ce tube par une cloche centrale et dirigée au réfrigérant par un tuyau bien couvert d'un cordon d'amiante de façon à éviter d'éventuelles condensations qui seraient au détriment du distillat

analysé en haut de la colonne. Du réfrigérant, la vapeur condensée passe par une cavité jaugée (Fig. 4) puis dans un robinet à trois voies, qui permettent la mesure du débit en haut de la colonne ainsi qu'une prise d'essai. Le liquide passe alors dans un réchauffeur à circulation d'huile de silicone thermostatée au 1/10° c, au centre duquel un thermomètre plongeant dans le liquide de reflux permet d'en mesurer la température. Ce réchauffage est effectué pour ramener le liquide aux conditions thermiques qui existent en tête de colonne, afin d'éviter une perturbation du régime lors de l'introduction du reflux par effet de "douche froide"[3] et afin d'assurer l'adiabaticité de la colonne.

A la sortie du réchauffeur, le liquide arrive dans une cloche dont le rôle est d'empêcher la diffusion de la vapeur dans le circuit du condensat et de répartir le reflux régulièrement sur le périmètre du tube de rectification, quel que soit le débit. Puis le liquide descend jusqu'au bas de la colonne où, au niveau du diffuseur de vapeur, il est dévié dans une cavité jaugée (Vol. 30 cc.) située en dehors de la colonne, passe par un robinet à trois voies servant à la prise d'essai et à la mesure du débit en bas de la colonne, après quoi il rentre dans le liquide du bouilleur pour se mélanger à la masse : sa composition est en effet différente de la composition moyenne dans le bouilleur puisqu'elle est identique à celle de la vapeur sortant de celui-ci.

L'enveloppe en verre qui entoure la colonne principale a deux branches latérales : une en haut de la colonne qui mène à un deuxième réfrigérant, une en bas qui conduit à un deuxième ballon bouilleur (2). Ce dernier chauffé électriquement de façon réglable par l'intermédiaire d'un rhéostat, contient le même binaire avec la même composition que le bouilleur de la colonne principale. De ce bouilleur sort une vapeur par la branche latérale du bas (sur laquelle se trouve un thermomètre qui nous permet de mesurer la température de la vapeur).

La vapeur monte dans l'enveloppe et passe par la branche latérale haute, qui comporte un robinet qui permet une prise d'essai, et un thermomètre. La vapeur arrive au deuxième réfrigérant où elle se condense, et d'où elle peut descendre dans une colonne qui plonge directement dans le liquide du deuxième bouilleur. Cette deuxième colonne est munie de deux robinets, l'un en haut et l'autre en bas; le premier permet d'envoyer le reflux soit entièrement, soit en partie, dans l'enveloppe de la colonne principale jusqu'au bouilleur de la colonne secondaire rendant ainsi adiabatique la colonne principale et nous permettant de contrôler la température de sa paroi; le second robinet sert à empêcher le liquide du bouilleur de monter dans la colonne quand le premier est fermé.

Notre appareil comporte un grand nombre de rodages sphériques qui en diminuent la fragilité. Pour éviter les fuites par ces rodages, nous les avons enduits d'une graisse à base de glycérine, d'amidon et de graphite.

Accessoires de l'appareil :

a) Une pompe à réchauffage ULTRA-THERMOSTAT LAUDA .

b) Deux rhéostats qui assurent le contrôle du chauffage des ballons dont la tension de sortie varie de 0 à 260 V, étalonnés de 4 en 4 V.

c) Un stabilisateur de tension pour maintenir la tension de chauffage du ballon principal constante.

Modification de l'appareillage :

Nous avons en outre introduit une modification à cet appareillage dans le but de mesurer le débit en haut de la colonne principale. Nous avons installé un système de mesure (Fig. 4) à la sortie du réfri-

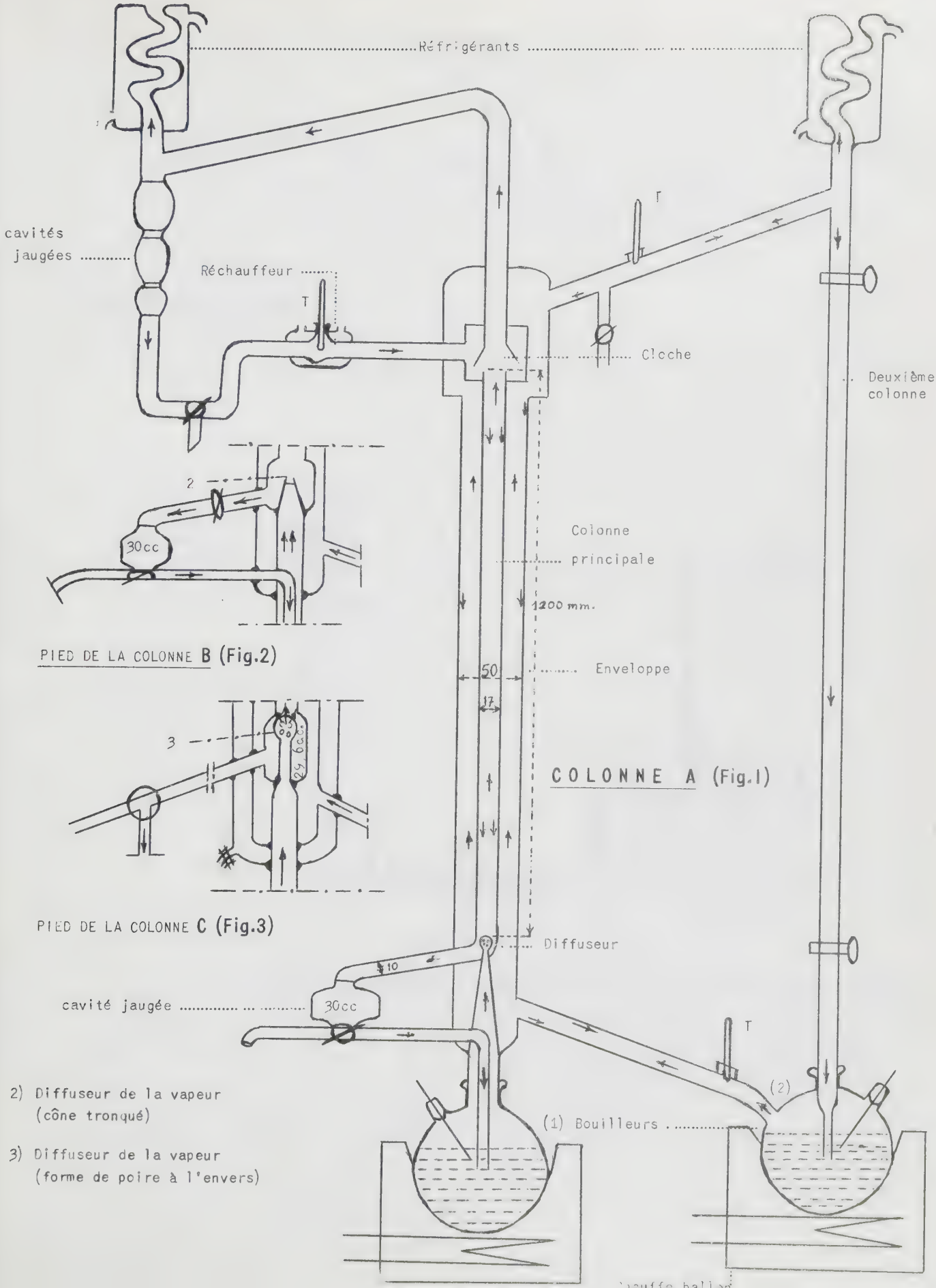
gérant constitué de trois cavités jaugées successives : la première est une cavité de 15 cc., la deuxième de 10 cc. et la troisième de 5 cc. Ces trois cavités permettent de déterminer le temps de remplissage de volumes différents qui sont choisis en fonction du régime d'écoulement.

Caractéristiques de la colonne B (Fig. 2) :

Au pied de la colonne principale le diffuseur (Fig. 2) est en forme de cône tronqué facilitant le passage de la vapeur, et est placé au centre d'une gaine servant de cavité jaugée d'un volume de 30 cc. permettant la mesure de débit au pied et à l'intérieur de la colonne.

Caractéristiques de la colonne C (Fig. 3) :

C'est une colonne à trois enveloppes. La troisième enveloppe peut se vider à l'aide d'une pompe, ce qui permet d'isoler thermiquement les colonnes primaire et secondaire. La seconde particularité se trouve au pied de la colonne principale (Fig. 3) où un diffuseur en forme de poire à l'envers (à quatre orifices, dont les axes sont orthogonaux à l'axe de la colonne) permet le passage de la vapeur. Ce diffuseur est au centre d'une gaine servant de cavité jaugée de 29,6 cc. pour effectuer la mesure de débit au pied et à l'intérieur de la colonne.



PIED DE LA COLONNE **B** (Fig.2)

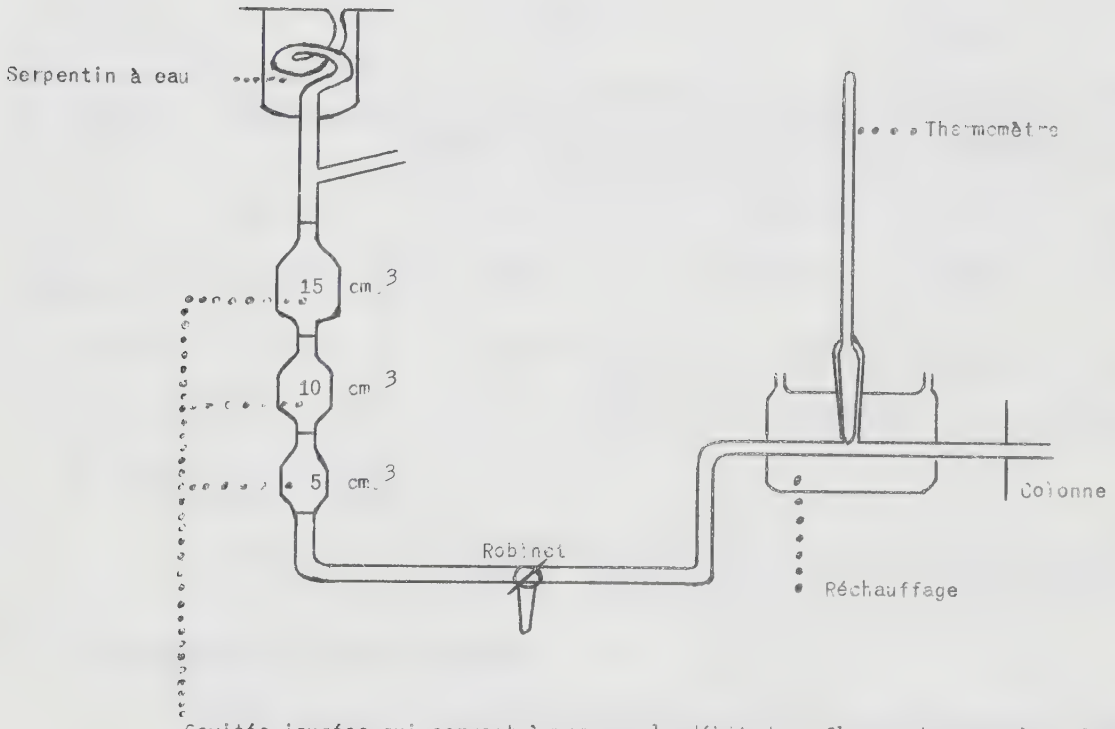
PIED DE LA COLONNE **C** (Fig.3)

2) Diffuseur de la vapeur (cône tronqué)

3) Diffuseur de la vapeur (forme de poire à l'envers)

FIGURE 4

DETAIL DES CAVITES JAUGEES



Cavités jaugées qui servent à mesurer le débit du reflux en haut de la colonne.

MELANGE ETUDIE

Choix du mélange :

Nous avons fixé notre choix sur le mélange "Heptane normal-Toluène", dans l'étude de transfert de masse en rectification.

Propriétés physico-chimiques du mélange :

a) Pureté des corps employés :

Nous avons vérifié pour ces deux corps l'indice de réfraction, la densité et la température d'ébullition à 760 mm de Hg (Tableau 1).

TABLEAU 1

Critère de pureté	n-Heptane			Toluène		
Valeurs	Mesurées	Lues dans la littérature	Référence	Mesurées	Lues dans la littérature	Référence
t_e ° C	98,40°C	98,38	61	110,8° C	110,75° C	62
$d_{25° C}$	0,690	0,6836	61	0,8720	0,8720	62
n_D à 25° C	1,3945	1,3852	61	1,4940	1,49405	62

b) Viscosités liquides :

Nous avons choisi les valeurs données par Timmermans[54].

c) Viscosité en phase gazeuse :

Nous avons déterminé la viscosité des constituants en phase gazeuse à partir des courbes établies par Maxwell[55]. Ces courbes ont été tracées en fonction de la masse moléculaire et de la température exprimée en degrés Fahrenheit. Nous avons utilisé ces valeurs pour calculer la viscosité du mélange en phase gazeuse par la formule suivante :

$$\mu_G = \frac{x \cdot \mu_h \cdot \sqrt{M_1} + x_2 \cdot \mu_t \cdot \sqrt{M_2}}{x \cdot \sqrt{M_1} + x_2 \sqrt{M_2}} \qquad (1)$$

où, μ_G est la viscosité du mélange en phase gazeuse en poises

μ_h la viscosité d'heptane en phase gazeuse en poises

μ_t la viscosité du toluène en phase gazeuse en poises

x la fraction molaire en heptane

x_2 la fraction molaire en toluène

M_1 le poids moléculaire de l'heptane

M_2 le poids moléculaire du toluène

d) Densité du mélange en phase liquide (ρ_L)

Nous avons utilisé les données de Timmermans[54] pour l'heptane et le toluène à la température t° C. La densité ρ_L du mélange à la température t° C, pour une composition x en heptane, est :

$$\rho_L = \rho_{heptane} \cdot x + \rho_{toluène} \cdot (1-x) \qquad (2)$$

d'où l'on tire ce tableau 2, ce qui nous permet de tracer la courbe (Fig. 5).

TABLEAU 2

t° C	90	90	90	90	90	90
x	0,0	0,20	0,40	0,60	0,80	1,0
ρ_L	0,800	0,764	0,728	0,693	0,658	0,622
t° C	100	100	100	100	100	100
x	0,0	0,20	0,40	0,60	0,80	1,0
ρ_L	0,790	0,754	0,719	0,683	0,648	0,612
t° C	110	110	110	110	110	110
x	0,0	0,20	0,40	0,60	0,80	1,0
ρ_L	0,778	0,743	0,708	0,673	0,638	0,603

e) Densité du mélange en phase vapeur (ρ_s) :

En supposant que les vapeurs sont des gaz parfaits, nous avons calculé les densités des constituants purs à la température de rosée. Nous avons obtenu la densité du mélange en phase vapeur en fonction de la fraction molaire en considérant sa variation linéaire.

f) Courbe d'équilibre liquide-vapeur à la pression atmosphérique :

Nous avons utilisé les données d'équilibre à 760 mm. de Hg de Ju Chin Chu[56] pour construire les courbes $y = f(x)$, $t = \psi(x)$ et $t = F$ (x ou y) afin de calculer le nombre d'unités de transfert de masse.

g) Etalonnage du Réfractomètre :

Après avoir mesuré une masse m_1 d'heptane, et une masse m_2 de toluène, nous les avons mélangées pour mesurer l'indice de réfraction n_D à 25° C à l'aide d'un réfractomètre d'ABBE à prismes, éclairé par une source monochromatique (raie D du sodium) et thermostaté par une circulation d'eau. La précision escomptée est d'environ $\pm 3.10^{-4}$. La composition x en heptane est déduite de ces deux masses m_1 et m_2. Nous avons tracé la courbe d'étalonnage à partir des résultats de ces mesures (groupées dans le Tableau 3 suivant).

TABLEAU 3

x	n_D 25° C
0,00	1,494
0,0462	1,487
0,0927	1,4815
0,14	1,476
0,187	1,4705
0,282	1,4604
0,331	1,454
0,38	1,448
0,43	1,443
0,479	1,4385
0,589	1,4285
0,630	1,4235
0,682	1,419
0,73	1,415
0,835	1,407
0,892	1,403
0,945	1,399
1,00	1,395

h) Calcul du nombre d'unités de transfert :

Nous avons défini le nombre d'unités de transfert entre le haut et le bas de la colonne, relatif à la phase vapeur, par l'intégrale :

$$N_G = \int_{y_b}^{y_h} \frac{dy}{y^* - y} \qquad (3)$$

y étant la composition molaire de la phase vapeur et y^* la composition en équilibre avec le liquide de composition x.

On peut calculer l'intégrale définie par N_G de différentes façons, soit :

(1) - en utilisant le coefficient de volatilité relative α,

$$\frac{y^*}{1 - y^*} = \alpha \frac{x}{1 - x}$$

$$\text{ou,} \qquad y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1) x} \qquad (4)$$

Nous travaillons sous reflux total, donc $y = x$, il en résulte :

$$N_G = \int_{x_b}^{x_h} \frac{dx}{y^* - x} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{x_h}{x_b} + \frac{\alpha}{\alpha - 1} \ln \frac{1 - x_h}{1 - x_b} \qquad (5)$$

Cette intégration suppose "α" constant, autrement dit, soit l'utilisation d'un mélange quasi-idéal, soit l'utilisation d'une colonne peu efficace telle que l'intervalle (x_b, x_h) soit suffisamment petit pour que "α" y varie peu.

(2) - en partant des données du diagramme de McCabe et Thiele qui donnent $y^* = f(x)$ et permettent d'obtenir l'intégrale définie :

$$N_G = \int_{x_b}^{x_h} \frac{dx}{f(x) - x} \qquad (6)$$

par la méthode des trapèzes, ou par un planimétrage de la courbe :

$$\psi(x) = \frac{1}{f(x) - x} \qquad (7)$$

La méthode du planimétrage gravimétrique se révélant plus précise et plus commode, nous l'avons adoptée pour obtenir l'intégration désirée.

Nous avons tracé la courbe de variation de $\frac{1}{y^* - y}$ en fonction de x en utilisant la courbe d'équilibre liquide-vapeur.

Pour évaluer l'intégrale, nous avons pris comme base : $N_G = (x = 0,05) = 0$ et nous nous sommes limités à x = 0,97 de façon à éviter les branches infinies de la courbe. Nous avons obtenu la courbe N_G en fonction de x, puis transformé le résultat au moyen de la courbe $n_D = f(x)$ pour tracer en définitive la courbe N_G en fonction de n_D (dont les valeurs sont groupées dans le Tableau 4) qui est d'un emploi plus commode (Fig. 6) car le mode expérimental exposé ultérieurement fournit les indices de réfraction n_b et n_h.

TABLEAU 4

N_G	x	$n_D^{25°C}$
0,0	0,05	-
0,965	0,10	1,4806
1,65	0,15	1,4746
2,24	0,20	1,4686
2,75	0,25	1,4626
3,21	0,30	1,4566
3,69	0,35	1,4510
4,2	0,40	1,4462
4,71	0,45	1,4406
5,3	0,50	1,4358
5,96	0,55	1,4310
6,9	0,60	1,4262
7,51	0,65	1,4218
8,43	0,70	1,4174
9,6	0,75	1,4136
11,1	0,80	1,4098
13,5	0,85	1,4058
16,7	0,90	1,4032
22,5	0,95	1,3988
25	0,97	1,3974

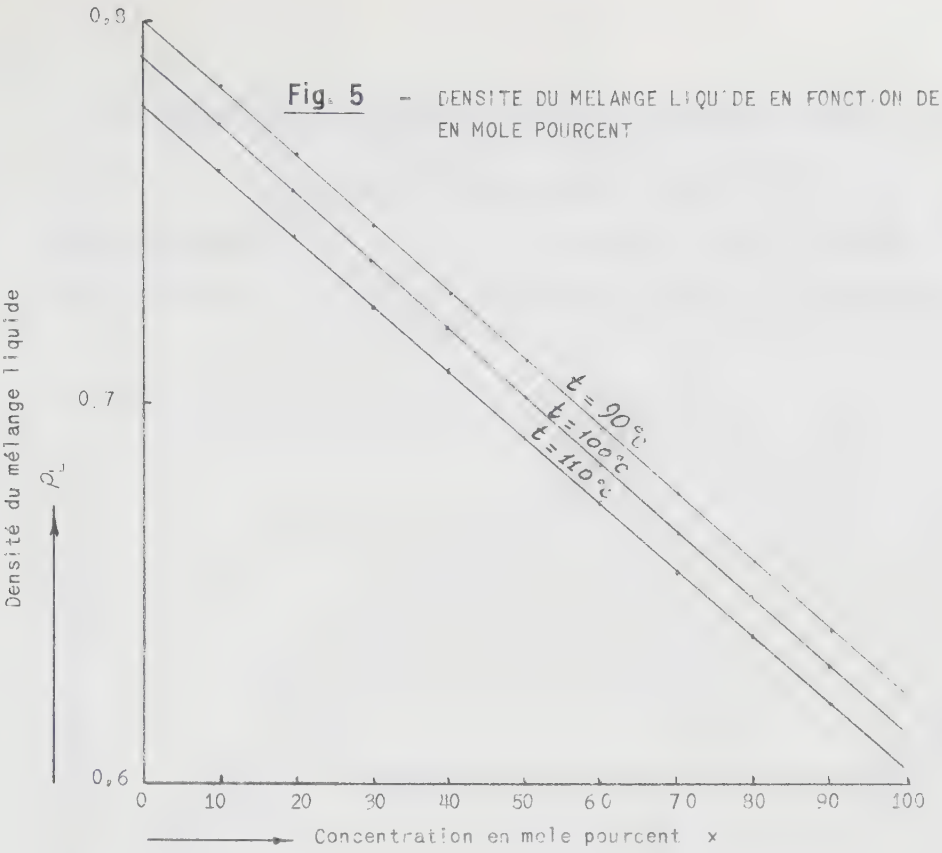


Fig. 5 – DENSITE DU MELANGE LIQUIDE EN FONCTION DE LA CONCENTRATION EN MOLE POURCENT

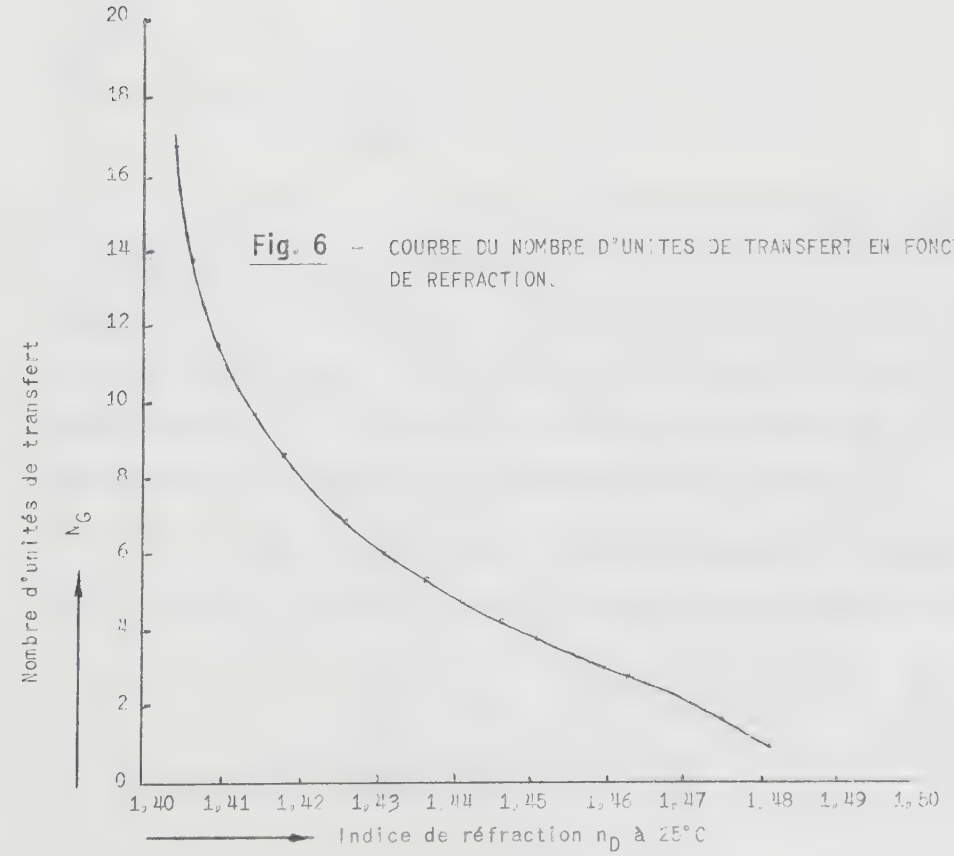


Fig. 6 – COURBE DU NOMBRE D'UNITES DE TRANSFERT EN FONCTION DE L'INDICE DE REFRACTION.

(i) Pente de la courbe d'équilibre liquide-vapeur (m)

Nous avons déterminé la pente "m" de la courbe d'équilibre liquide-vapeur (Fig. 7) en linéarisant cette courbe de 5 en 5 unités (Fig. 8) pour avoir plus de précision que par mesure graphique directe.

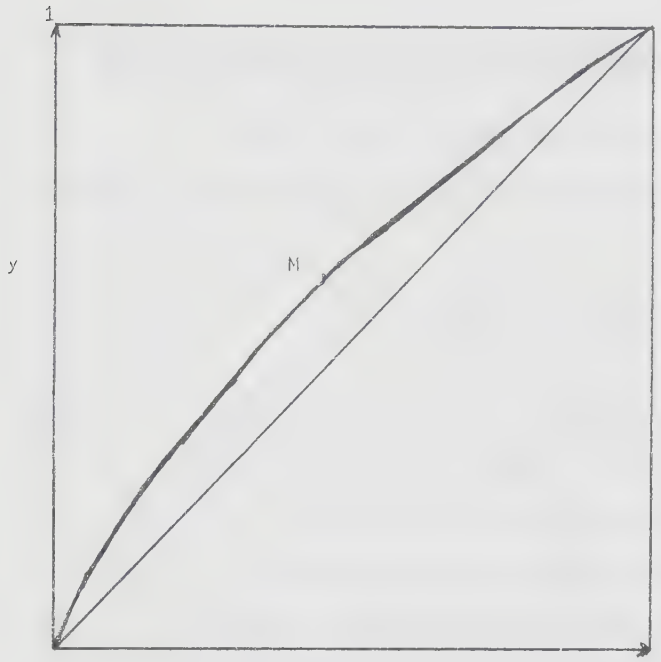


Fig. 7

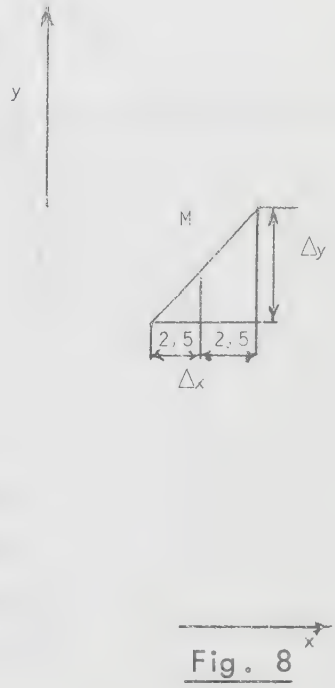


Fig. 8

Donc en un point quelconque M sur la courbe d'équilibre liquide-vapeur, la valeur de pente "m" est égale à $\Delta y / \Delta x$. Nous avons tracé "m" en fonction de y, fraction molaire d'heptane dans la vapeur. Ensuite nous avons intégré cette courbe graphiquement pour les fractions molaires de 0 à 1 et tracé la valeur de l'intégrale $\int_o^y m\, dy$ en fonction de y suivant la méthode de Schoenborn et Koffolt[57].

On peut exprimer mathématiquement la pente moyenne "m_a" de la courbe d'équilibre liquide-vapeur par l'équation suivante :

$$m_a = \frac{\int_{y_b^*}^{y_h^*} m\, dy}{y_h^* - y_b^*} = \frac{\left[\int_o^{y_h^*} m\, dy\right] - \left[\int_o^{y_b^*} m\, dy\right]}{y_h^* - y_b^*} \qquad (8)$$

Puisque nous travaillons sous reflux total nous avons :

$y_h^* = x_h =$ fraction molaire d'heptane en vapeur en équilibre avec le liquide de composition x au sommet de la colonne.

$y_b^* = x_b =$ fraction molaire d'heptane en vapeur en équilibre avec le liquide de composition x en bas de la colonne.

(j) Coefficient de diffusivité en phase vapeur (D_G) :

Nous avons déterminé le coefficient de diffusivité en phase vapeur en appliquant l'équation de Gilliland[63] :

$$D_G = 0,0043 \frac{T^{3/2}}{P \left(V_1^{1/3} + V_2^{1/3}\right)^2} \cdot \left(\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}\right)^{1/2} \quad cm^2/sec. \qquad (9)$$

où, T est la température absolue en °K

P est la pression totale en atm.

M_1 est le poids moléculaire de l'heptane

M_2 est le poids moléculaire du toluène

V_1 est le volume moléculaire de l'heptane

V_2 est le volume moléculaire du toluène

Nous travaillons avec le mélange binaire n-Heptane-Toluène sous pression atmosphérique. Par conséquent, les termes M_1, M_2, V_1, V_2 et P sont constants, seul T varie (pour nous entre 98° C et 104° C).

Ceci nous a amené à calculer la diffusivité en phase gazeuse progressivement de 0,5° C en 0,5° C entre 95° C et 105° C, les résultats de ces calculs nous ont permis de tracer une courbe de D_G en fonction de t° C se traduisant par une droite.

CHAPITRE II

ETUDE DES TROIS COLONNES A, B et C

Pour étudier nos colonnes à rectifier, nous avons rempli les deux bouilleurs (primaire et secondaire) du même mélange "n-Heptane-Toluène", puis nous les avons chauffés jusqu'à ce que la colonne atteigne l'équilibre sous reflux total. Pour arriver à un fonctionnement stationnaire, il suffit d'une heure à une heure et demie pour un nombre de Reynolds élevé et de deux pour un nombre faible. Nous avons d'autre part obtenu l'adiabaticité de la colonne principale en maintenant la tension de chauffage du ballon secondaire à 170 volts. Nous avons fait deux prélèvements de 0,5 cc. de liquide pour analyse par réfractométrie, en haut et en bas de la colonne, le premier avant le réchauffage du reflux, le second juste avant le retour au bouilleur. Nous avons modifié par palier de deux volts la tension de chauffage pour faire varier le débit de vapeur introduite dans la colonne. Le mode opératoire est à peu près le même pour les colonnes A, B et C. Nous avons accompli sept séries de mesures correspondant à sept compositions différentes pour chaque colonne, mais ici nous ne présentons que trois séries de mesures.

Calcul du nombre de Reynolds vapeur $(Re)_G$:

Notre colonne fonctionne sous reflux total, donc :

$$\Gamma = \frac{Q_G \cdot \rho_G}{\pi \cdot d} = \frac{Q_L \cdot \rho_L}{\pi \cdot d} \qquad (10)$$

où, Γ est le débit masse liquide en g./s. par cm. de périmètre de colonne.

Q_L et Q_G sont les débits en cc./s. du liquide et de la vapeur.

ρ_L et ρ_G sont les masses spécifiques du liquide et de la vapeur.

d est le diamètre de la colonne (égal à 1,7 cm).

Par définition, $Q_L = \frac{v}{\theta}$ où v est le volume des cavités jaugées (en haut de la colonne 5 cc. et en bas de la colonne 30 cc.) et θ est le temps de remplissage en secondes.

Les nombres de Reynolds vapeur ont donc pour expression :

en haut de la colonne : $$(Re)_G^h = \frac{4 \times 5 \cdot \rho_L^h}{\pi . d . \theta^h . \mu_G^h} \qquad (11)$$

en bas de la colonne : $$(Re)_G^b = \frac{4 \times 30 \cdot \rho_L^b}{\pi\, d \cdot \theta^b \cdot \mu_G^b} \qquad (12)$$

Les densités et les viscosités (μ_G^h et μ_G^b) dans ces deux parties de la colonne dépendent de la composition. Les facteurs $\frac{4 \times 5}{\pi\, d}$ et $\frac{4 \times 30}{\pi d}$ résultent des caractéristiques de l'appareil.

RESULTATS EXPERIMENTAUX DE LA COLONNE A

Nous présentons dans les trois tableaux 5, 6 et 7 les résultats de nos travaux pour les différentes compositions du mélange "Heptane normal-Toluène" exprimées en fraction molaire en élément le plus volatil (n-Heptane). Chacun de ces tableaux comporte les résultats obtenus pour la composition du mélange dans le bouilleur à un pourcentage déterminé.

Les indices b et h référant respectivement au pied et à la tête de la colonne; N_b et N_h sont les nombres d'unités de transfert correspondants; $(Re)_G^b$, $(Re)_G^h$ les nombres de Reynolds de la phase vapeur, et $\overline{(Re)}_G$ leur moyenne arithmétique; et ΔN_G représente l'efficacité de la colonne en nombre d'unités de transfert.

COLONNE A

TABLEAU : 5

Composition du mélange : x_h = 0,30

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
4.994	4.514	4.754	4,8	7,8	3,0
4.900	4.449	4.675	4,85	7,95	3,1
4.562	4.329	4.446	4,87	7,95	3,08
4.463	4.107	4.235	4,9	8,05	3,15
4.206	3.905	4.056	4,95	8,20	3,25
3.970	3.477	3.723	4,95	8,30	3,35
3.894	3.264	3.579	5,0	8,30	3,3
3.471	2.962	3.216	5,0	8,30	3,3
3.266	2.780	3.023	5,05	8,35	3,3
2.970	2.492	2.730	5,10	8,50	3,4
2.904	2.453	2.678	5,10	8,55	3,45
2.678	2.416	2.547	5,13	8,60	3,47
2.554	2.378	2.466	5,15	8,65	3,50
2.436	2.308	2.372	5,25	8,85	3,60
2.173	2.267	2.220	5,30	9,0	3,70
2.050	2.074	2.062	5,35	9,15	3,80
1.773	1.909	1.841	5,40	9,30	3,90
1.648	1.977	1.812	5,75	9,45	3,70
1.550	1.888	1.719	6,05	9,65	3,60
1.293	1.755	1.524	6,20	9,65	3,45
1.118	1.706	1.412	6,55	9,80	3,25
848	1.559	1.203	6,70	10,15	3,45

TABLEAU : 6

Composition du mélange : x_h = 0,60

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
6.044	5.279	5.662	8,05	11,7	3,65
5.929	5.103	5.516	8,20	11,9	3,70
5.815	4.935	5.375	8,30	12,05	3,75
5.324	4.439	4.882	8,45	12,15	3,70
5.041	4.138	4.590	8,55	12,45	3,9
4.663	3.875	4.269	8,65	12,85	4,2
4.590	3.770	4.180	8,85	13,1	4,25
4.384	3.676	4.030	8,9	13,3	4,4
4.053	3.489	3.771	9	13,5	4,5
3.808	3.371	3.590	9,15	14	4,85
3.478	3.035	3.257	9,30	14,45	5,15
3.063	2.690	2.877	9,45	14,95	5,5
3.011	2.620	2.816	9,55	15,3	5,75
2.866	2.531	2.699	9,65	15,8	6,15
2.828	2.487	2.658	9,8	15,85	6,05
2.625	2.297	2.461	10	16,5	6,5
2.235	2.194	2.215	10,15	17,1	7,05
2.114	1.922	2.018	10,35	18	7,65
1.840	1.914	1.877	10,6	18,8	8,2
1.635	1.756	1.696	10,95	20	9,05
1.539	1.615	1.577	11	14,1	3,1
1.477	1.532	1.505	11,2	14,5	3,3

TABLEAU : 7

Composition du mélange : x_h = 0,70

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
6.176	5.302	5.739	9,90	13,4	3,5
5.902	5.147	5.525	10,10	13,4	3,3
5.719	4.981	5.349	10,30	13,4	3,1
5.311	4.576	4.939	10,50	13,75	3,25
5.082	4.254	4.668	10,70	13,75	3,05
4.900	4.117	4.509	10,30	13,4	3,1
4.656	3.882	4.269	10,50	13,75	3,25
4.444	3.730	4.087	10,10	14,5	4,4
4.293	3.518	3.906	10,10	14,5	4,4
3.928	3.440	3.684	10,50	14,5	4,0
3.771	3.092	3.432	10,50	15	4,5
3.440	2.948	3.194	10,50	14,5	4,0
3.284	2.760	3.022	10,10	15	4,9
3.098	2.646	2.872	10,10	14,5	4,4
2.948	2.496	2.722	10,30	14,5	4,2
2.725	2.304	2.515	10,70	15,4	4,7
2.573	2.238	2.406	10,90	15,4	4,5
2.398	2.072	2.235	11,1	15,4	4,3
1.990	1.836	1.913	11,4	15,9	4,5
1.730	1.723	1.727	11,65	15,9	4,25
1.611	1.480	1.546	11,65	16,5	4,85
1.437	1.466	1.452	11,90	16,5	4,6

INTERPRETATION DES RESULTATS DE LA COLONNE A

Rôle de la concentration

Variation de l'exposant β (x) du nombre de Reynolds en fonction de la composition de rectification.

Nous avons tracé les courbes exprimant la variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur respectivement en bas (Fig. II.1 à II.3) et en haut (Fig. II.4 à II.6) de la colonne pour les trois compositions suivantes : 0,30 - 0,60 - 0,70 du mélange "n-Heptane-Toluène", exprimées en fraction molaire d'Heptane normal. Après quoi, nous avons tracé les courbes de variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen relatif à la phase gazeuse également pour les trois compositions en question (Fig. II.7 à II.9).

Ces trois séries de courbes tracées en coordonnées logarithmiques ont la forme de droites dont la pente β semble bien dépendre de la concentration. Ce qui nous permet d'écrire :

$$N = K (Re)_G^{\beta}$$

Nous avons calculé les valeurs de la pente β de ces trois séries de courbes, puis les avons groupées dans le tableau 8.

TABLEAU 8

Concentration molaire en n-Heptane	Pente β des courbes $\text{Log } (N_b) = f (\text{Log Re})$	Pente β des courbes $\text{Log } (N_h) = f (\text{Log Re})$	Pente β des courbes $\text{Log } (\Delta N_G) = f (\text{Log Re})$
0,30	0,125	0,200	0,162
0,60	0,216	0,470	0,821
0,70	0 ,130	0,170	0,351

Nous pouvons constater une irrégularité commune dans la variation de la pente β avec la concentration pour ces trois séries de droites :

- Dans la première série, $\text{Log}\,(N_b) = f\,(\text{Log Re})$ (Fig. II.10), la variation de β se traduit par une augmentation progressive (de 0,30 à 0,60) jusqu'au sommet (0,60), et de nouveau une diminution (de 0,60 à 0,70).
- Dans la deuxième série, $\text{Log}\,(N_h) = f\,(\text{Log Re})$ (Fig. II.11), β commence par une augmentation progressive (de 0,30 à 0,60) jusqu'au sommet (0,60), et décroit à nouveau (de 0,60 à 0,70) mais brusquement.
- Dans la troisième série, $\text{Log}\,(\Delta N_G) = f\,(\text{Log Re})$ (Fig. II.12) la valeur de β augmente (de 0,30 à 0,60), jusqu'au sommet (0,60) d'où elle diminue à nouveau (de 0,60 à 0,70).

Variation du coefficient K (x) du nombre de Reynolds et de l'efficacité en fonction de la composition de rectification.

Nous avons déterminé les valeurs du coefficient K des droites d'équation : $N = K(Re)_G^{-\beta}$ pour les mêmes compositions et les avons groupées dans le tableau 9.

TABLEAU 9

Concentration molaire en n-Heptane	Coefficient K des courbes $\text{Log}\,(N_b) = f\,(\text{Log Re})$	Coefficient K des courbes $\text{Log}\,(N_h) = f\,(\text{Log Re})$	Coefficient K des courbes $\text{Log}\,(\Delta N_G) = f\,(\text{Log Re})$
0,30	13,87	42,03	12,32
0,60	53,96	630,2	3944
0,70	30,65	57,34	69,83

On peut remarquer que la variation des valeurs du coefficient K avec la concentration pour ces trois séries de droites, est de même allure que celle de la pente β avec la concentration.

Variation de l'efficacité en fonction de la composition mesurée en bas de la colonne à Re constant.

Nous avons déduit ces courbes $\Delta N_G = f(x_b)_{Re}$ à partir des courbes $\Delta N_G = f(\overline{Re})_G$, en coupant celle-ci par des droites $(\overline{Re})_G$ constant, pour obtenir la variation de l'efficacité en fonction de la concentration.

Les valeurs de $(\overline{Re})_G$ que nous avons réunies dans le tableau 10 suivant, s'étagent de 1000 à 6000, et font l'objet de différentes courbes (Fig. II.13 à II.18).

TABLEAU 10

x_b	Re=1000	Re=2000	Re=3000	Re=4000	Re=5000	Re=6000
	ΔN_G	ΔN_G	ΔN_G	ΔN_G	ΔN_G	ΔN_G
0,30	4,03	3,6	3,37	3,2	3,1	3,0
0,60	13,6	7,7	5,5	4,35	3,6	3,1
0,70	5,13	4,42	4,05	3,8	3,62	3,5

L'analyse de ces courbes montre qu'elles présentent toutes un maximum. La concentration correspondant à ce maximum est à peu près la même pour toutes les valeurs de Re, c'est-à-dire autour de 0,60. La constance de cette concentration d'une courbe à l'autre, soit à différents régimes, nous permet de penser que la composition du mélange joue un rôle dans l'efficacité de la rectification.

Jackson et Ceaglske[58] ont suggéré l'hypothèse selon laquelle le rôle de concentration peut avoir une origine d'association moléculaire dans le mélange.

COLONNE A

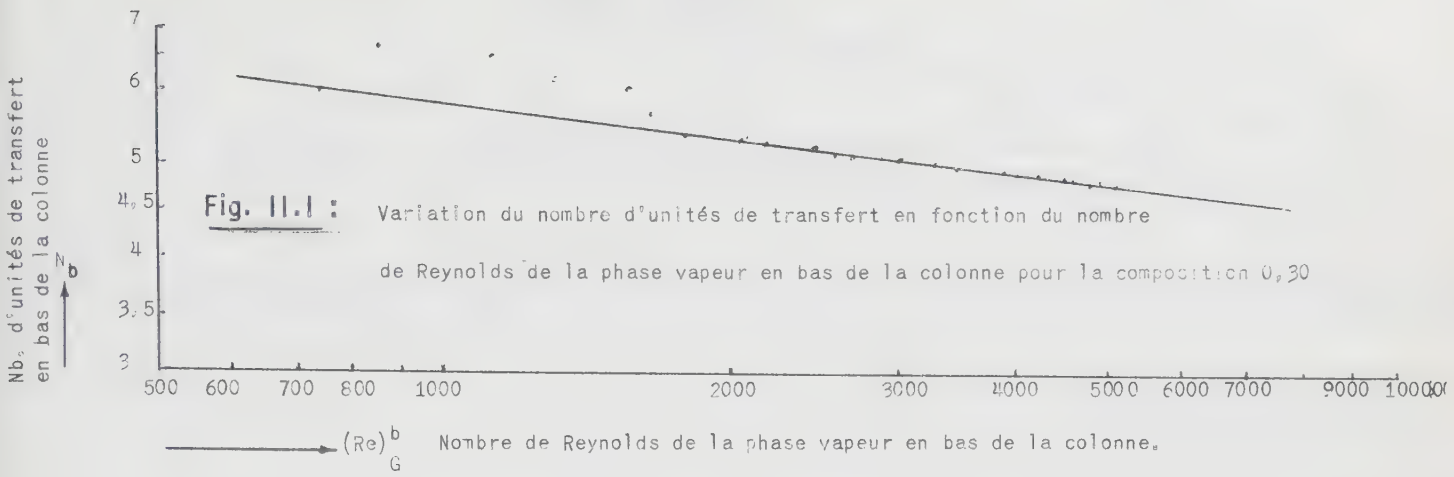


Fig. II.1 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en bas de la colonne pour la composition 0,30

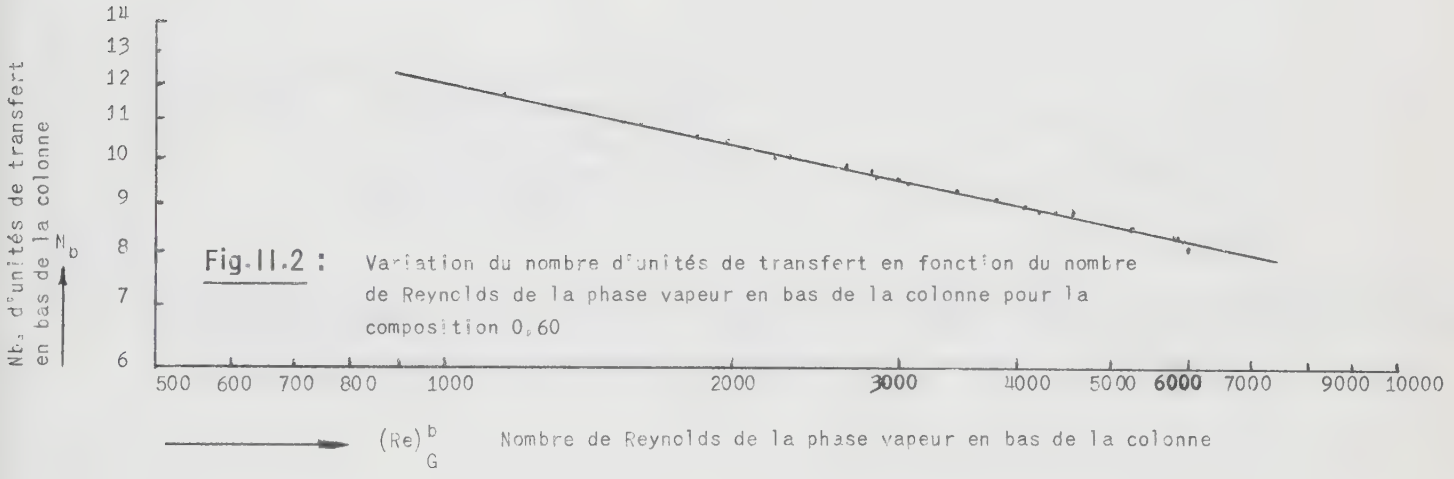


Fig. II.2 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en bas de la colonne pour la composition 0,60

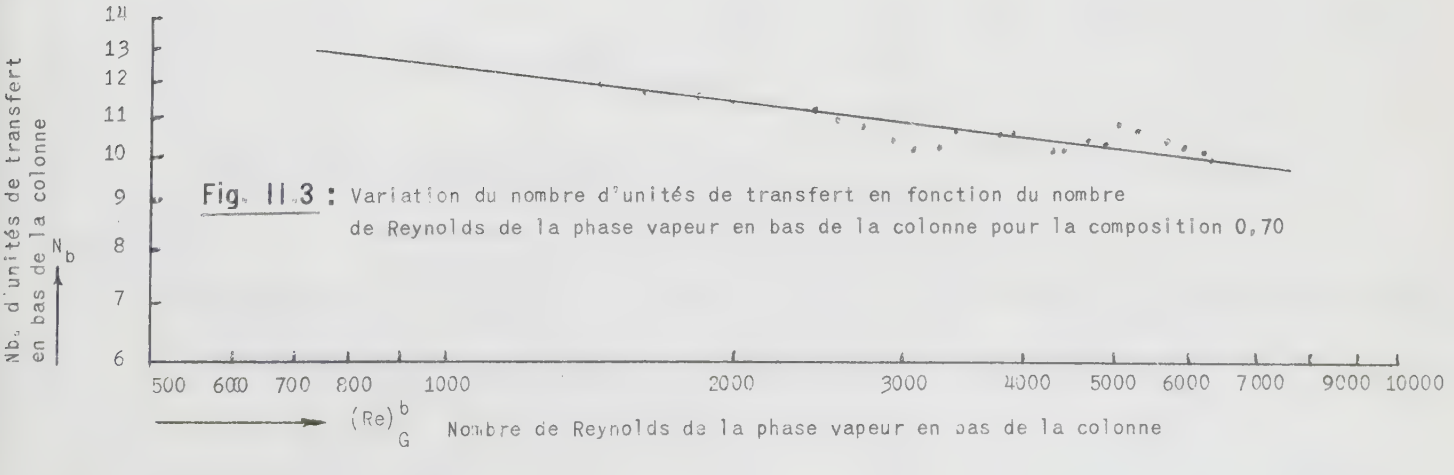


Fig. II.3 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en bas de la colonne pour la composition 0,70

COLONNE A

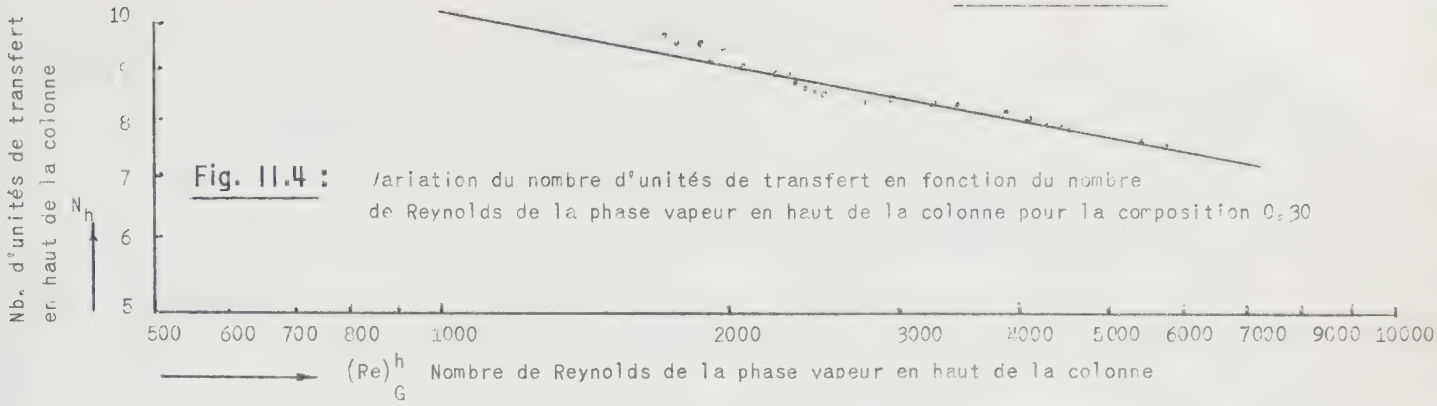


Fig. II.4 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en haut de la colonne pour la composition 0,30

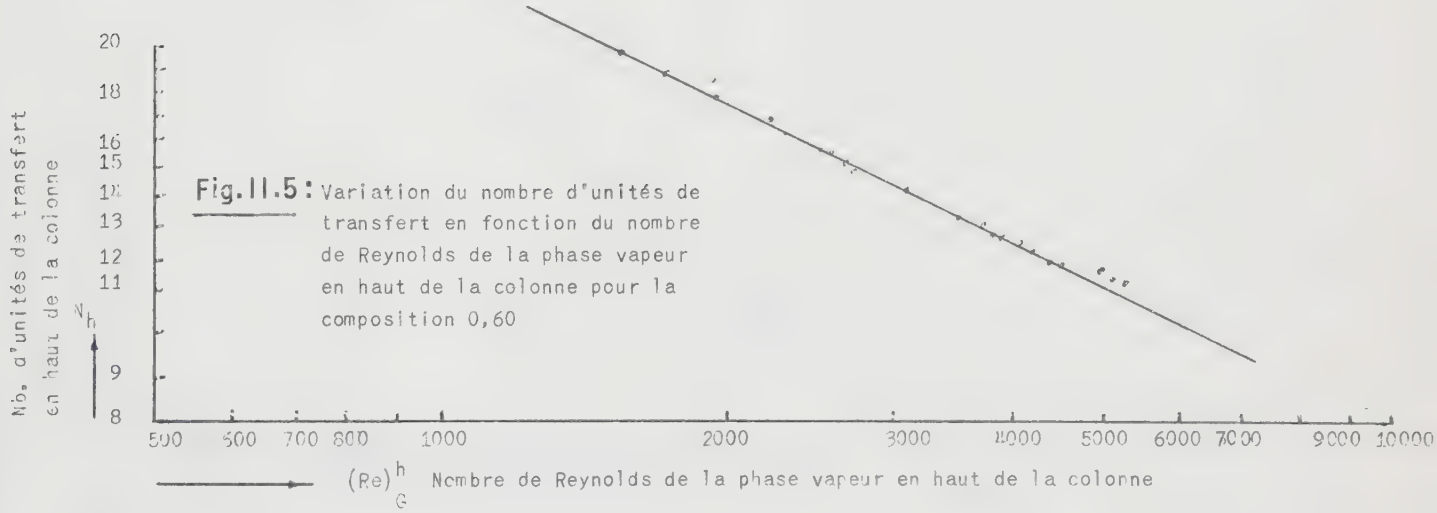


Fig. II.5 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en haut de la colonne pour la composition 0,60

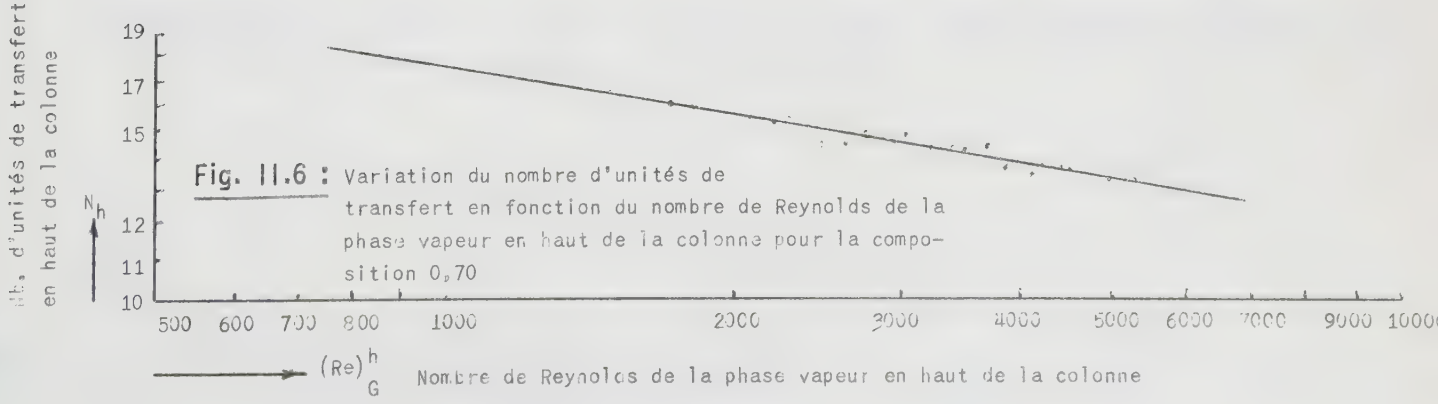


Fig. II.6 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en haut de la colonne pour la composition 0,70

COLONNE A

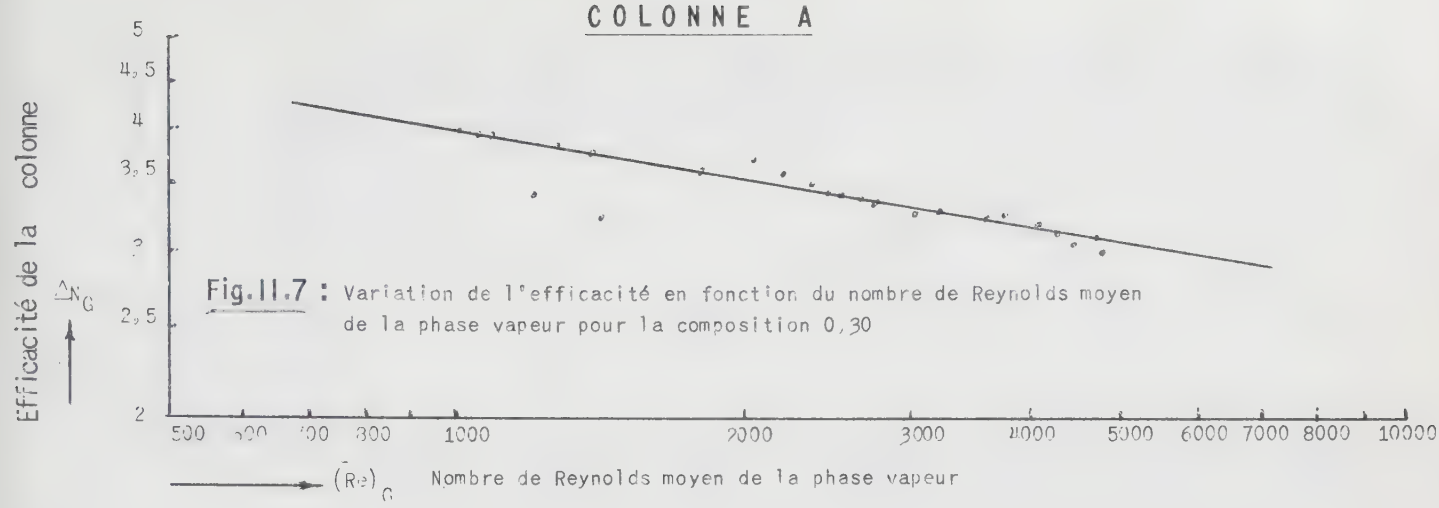


Fig.II.7 : Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen de la phase vapeur pour la composition 0,30

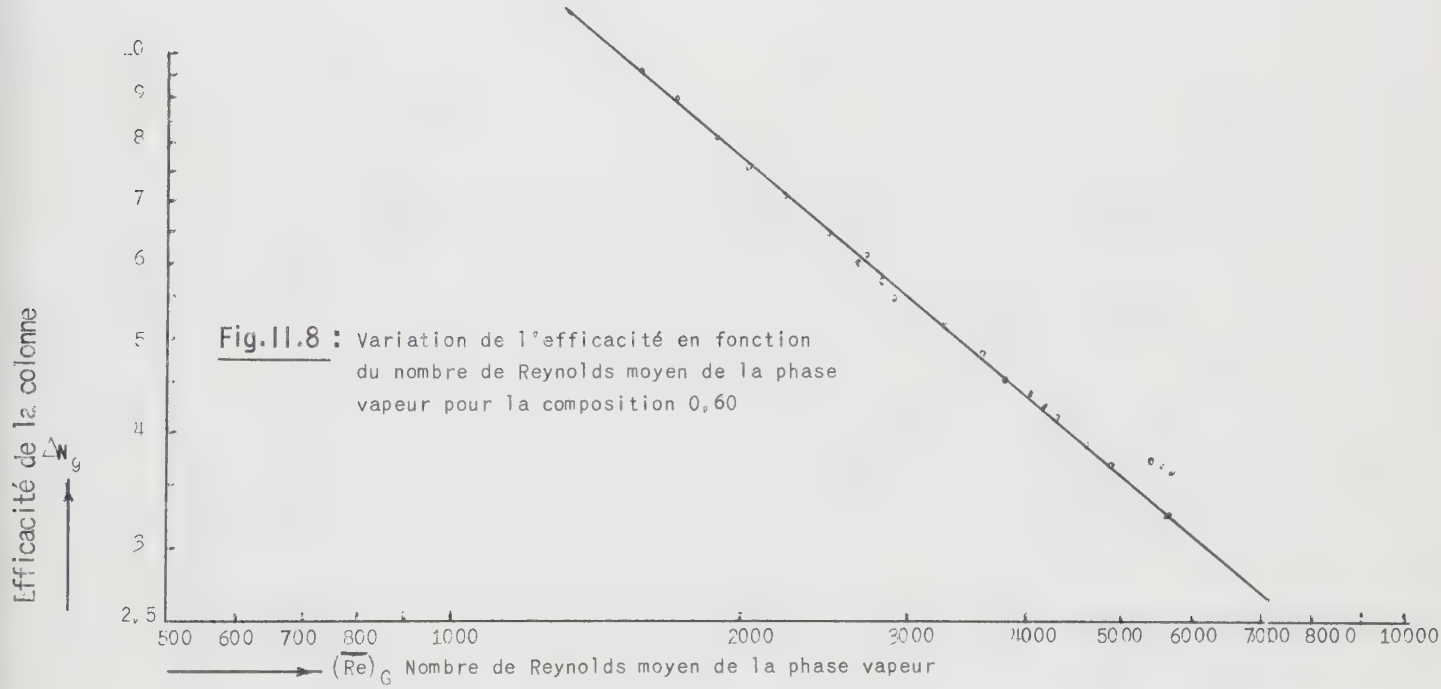


Fig.II.8 : Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen de la phase vapeur pour la composition 0,60

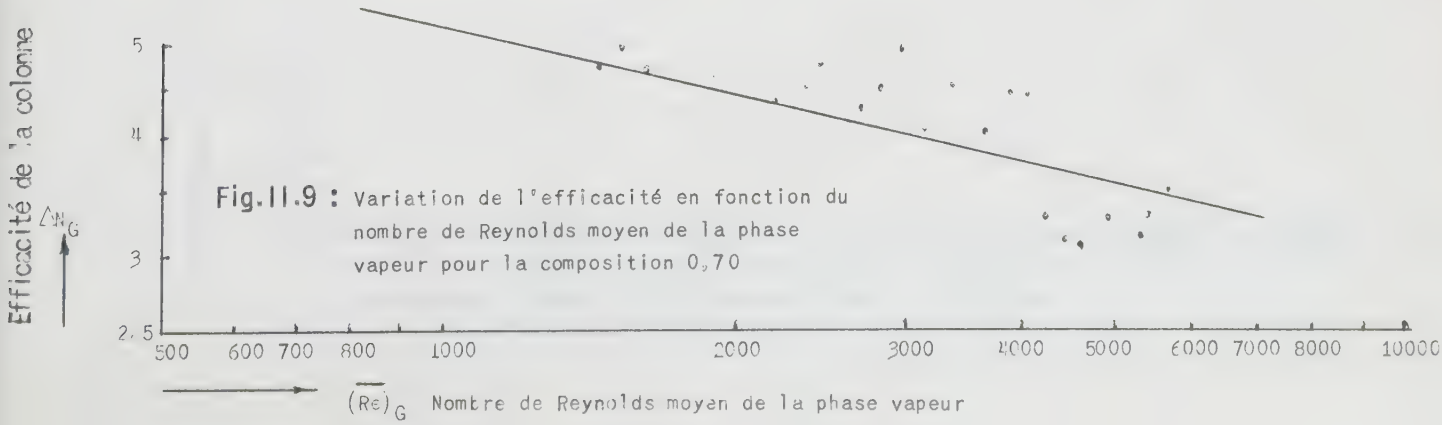


Fig.II.9 : Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen de la phase vapeur pour la composition 0,70

COLONNE A

Fig.II.10 : Variation de la valeur de pente β des courbes $Log(N_b) = f\ (Log\ Re)$ en fonction de la composition

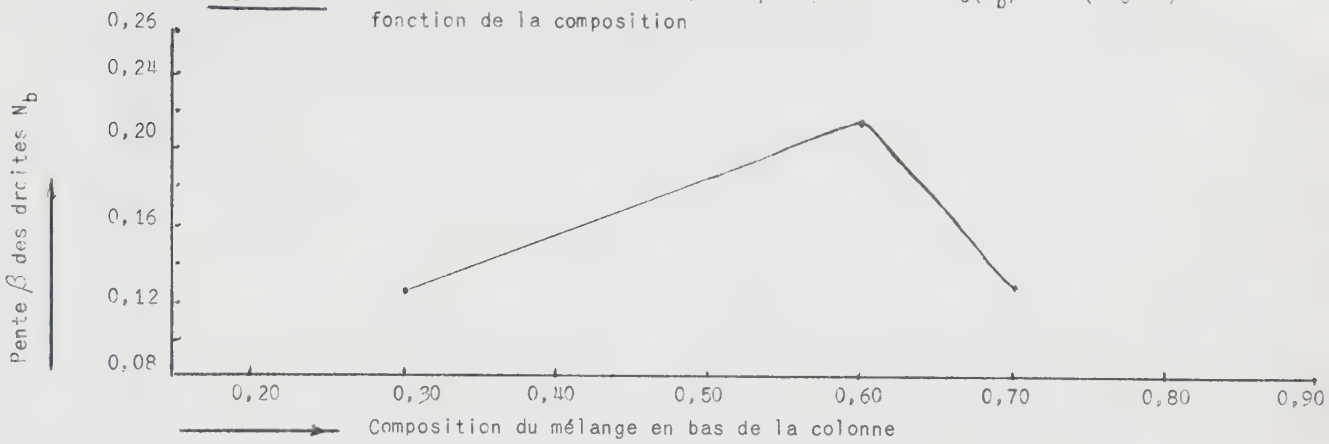
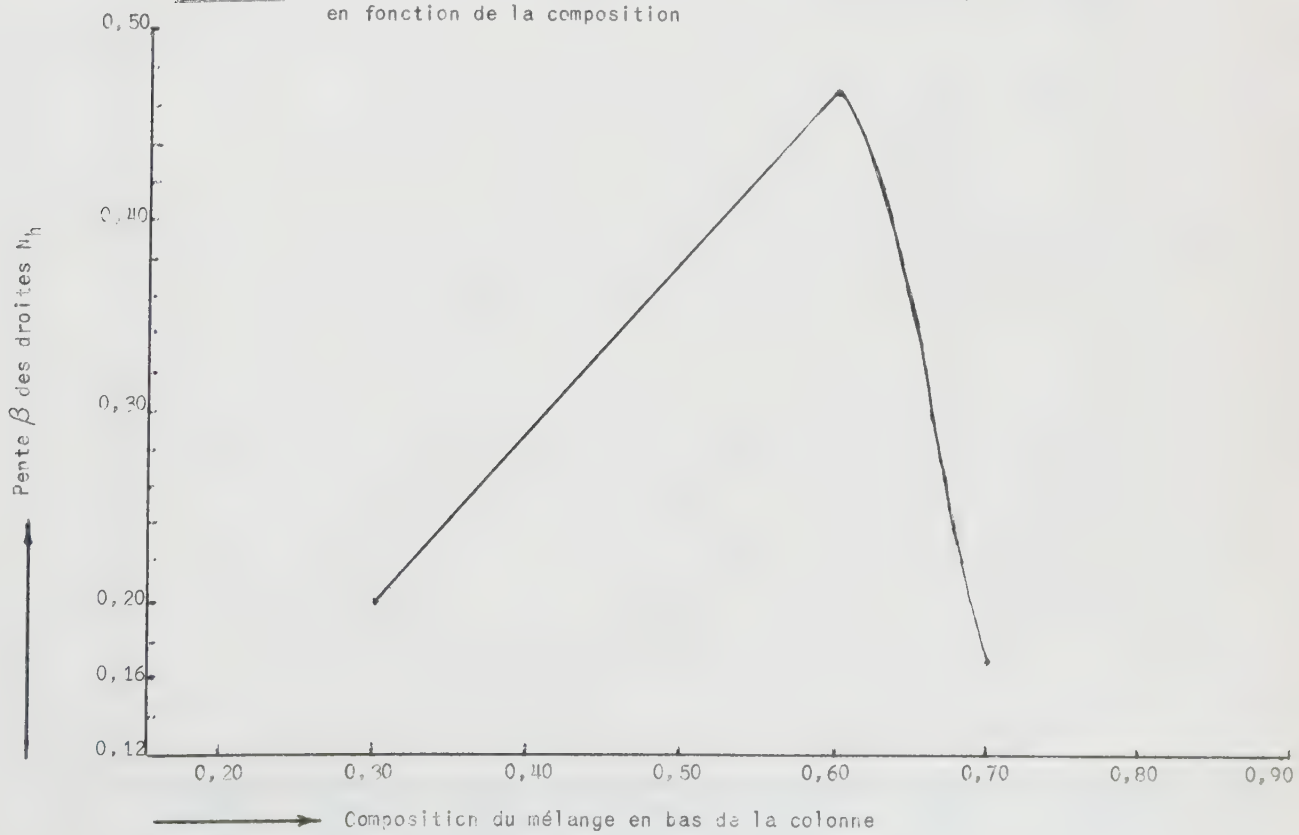


Fig.II.11 : Variation de la valeur de pente β des courbes $Log\ (N_h) = f\ (Log\ Re)$ en fonction de la composition



COLONNE A

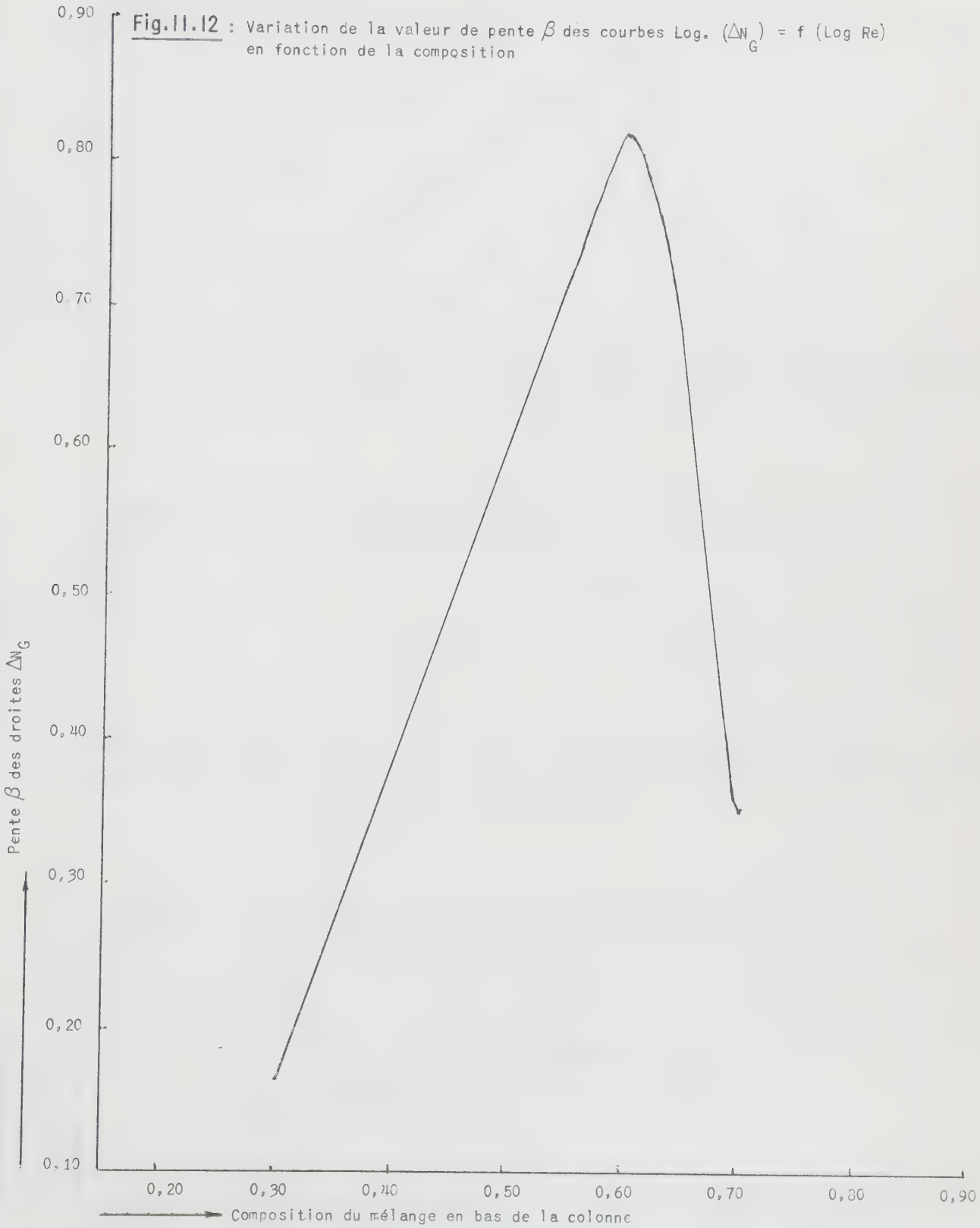


Fig.II.12 : Variation de la valeur de pente β des courbes Log. (ΔN_G) = f (Log Re) en fonction de la composition

COLONNE A

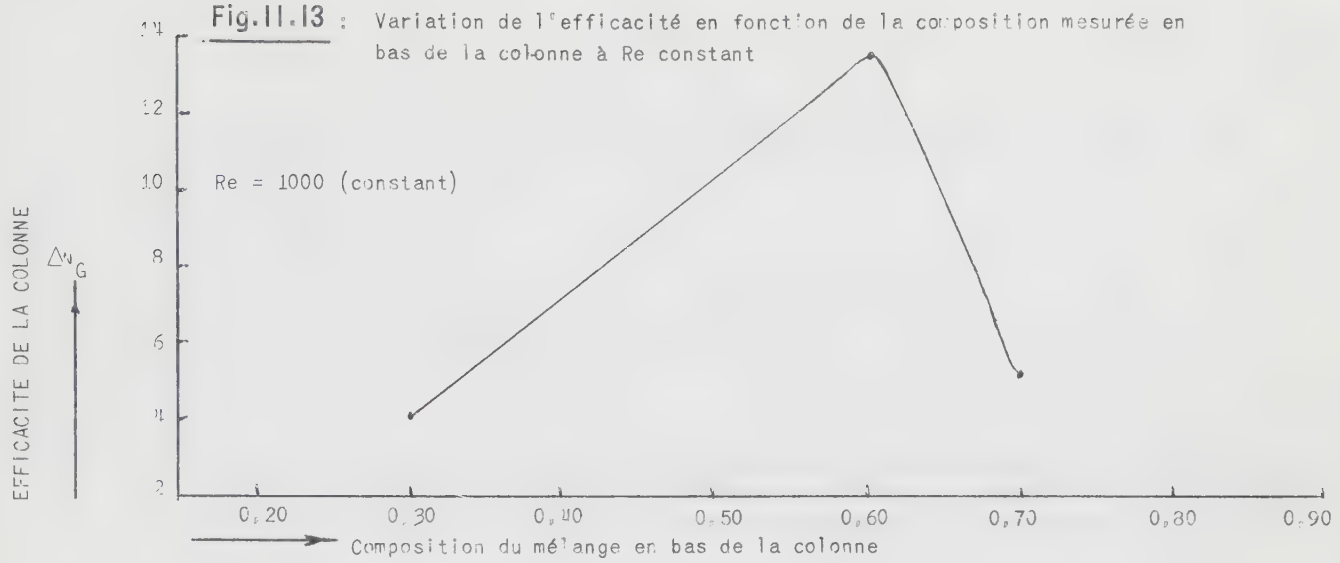


Fig.II.13 : Variation de l'efficacité en fonction de la composition mesurée en bas de la colonne à Re constant

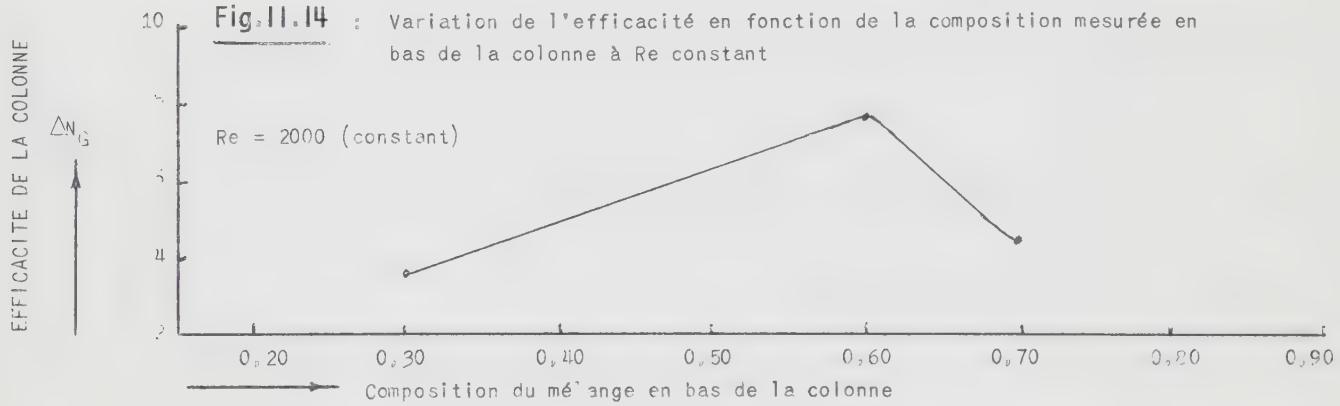


Fig.II.14 : Variation de l'efficacité en fonction de la composition mesurée en bas de la colonne à Re constant

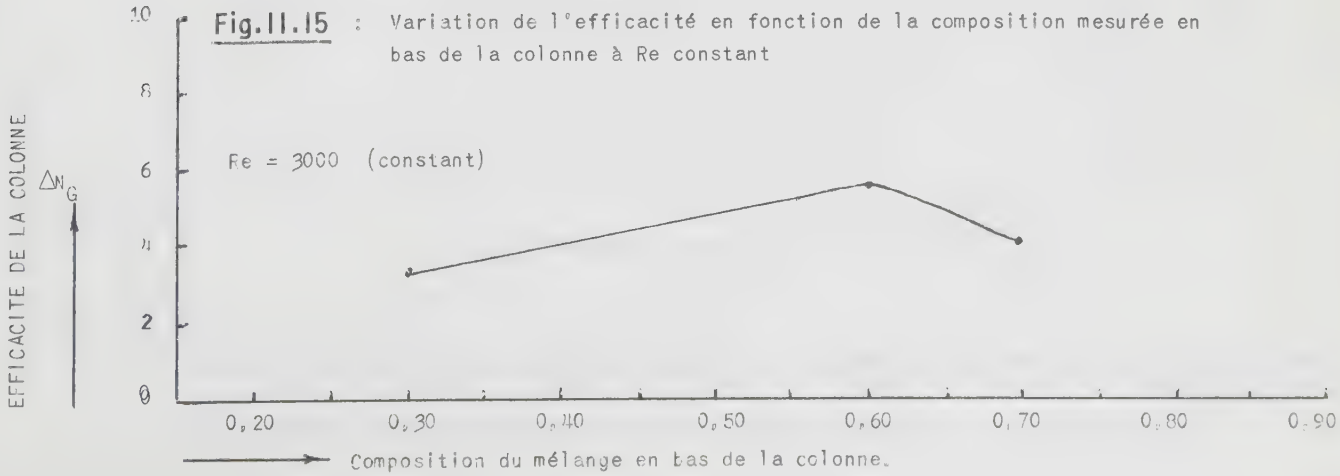


Fig.II.15 : Variation de l'efficacité en fonction de la composition mesurée en bas de la colonne à Re constant

COLONNE A

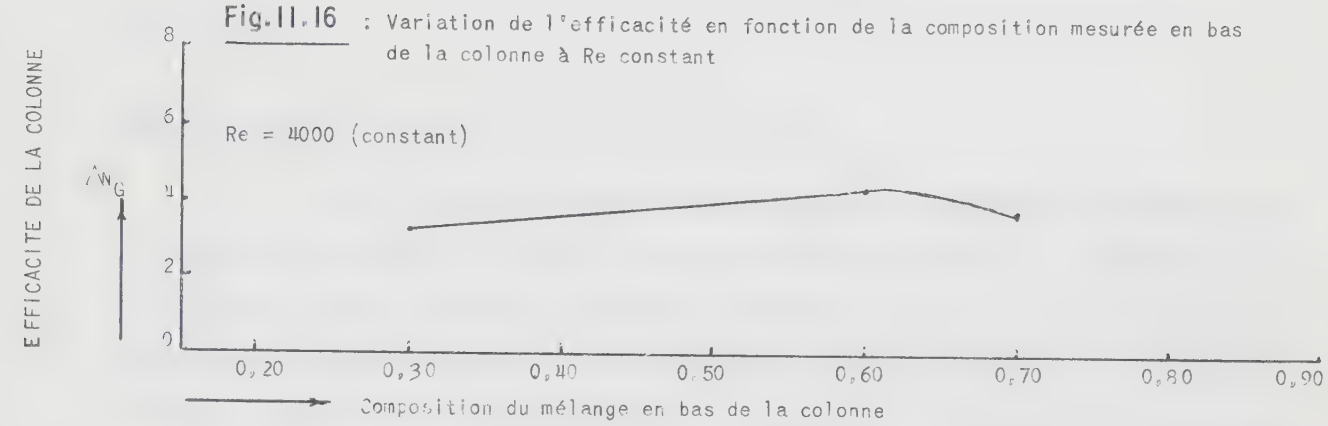


Fig.II.16 : Variation de l'efficacité en fonction de la composition mesurée en bas de la colonne à Re constant

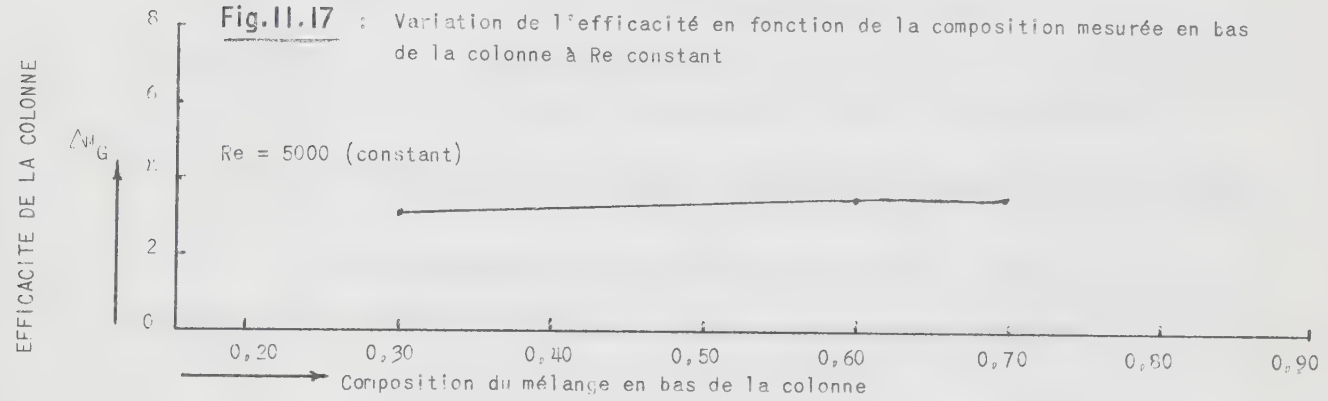


Fig.II.17 : Variation de l'efficacité en fonction de la composition mesurée en bas de la colonne à Re constant

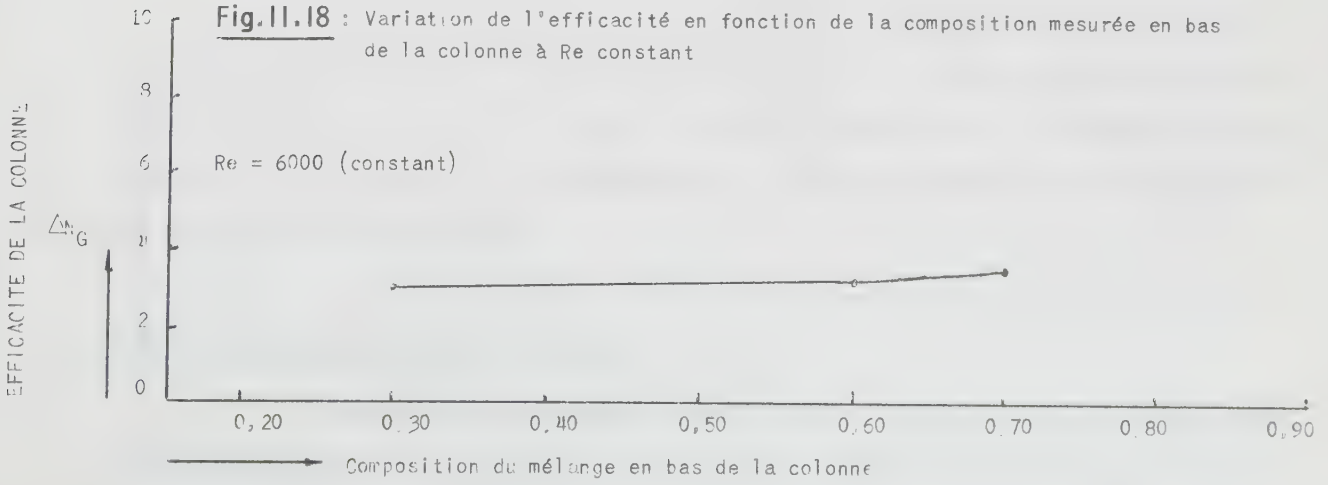


Fig.II.18 : Variation de l'efficacité en fonction de la composition mesurée en bas de la colonne à Re constant

COLONNE B

Utilisation de la colonne B :

Nous avons envisagé d'explorer le domaine des nombres des Reynolds supérieurs à 6.000. Or nous avons constaté que l'engorgement se produisait au bas de la colonne et était provoqué par la forme géométrique du diffuseur (Fig. 1). Nous avons donc utilisé une deuxième colonne (colonne B) dont le diffuseur par lequel s'introduit la vapeur est en forme de cône tronqué (Fig. 2) pour étudier :

a) Un domaine de nombres de Reynolds plus élevés.

b) L'influence sur l'efficacité de la rectification du diffuseur de la colonne et le rôle des extrêmités du tube de rectification.

c) Les modifications de l'engorgement dues à la géométrie du diffuseur.

C'est également la première fois que l'on utilise cette colonne dans notre laboratoire; elle a été construite par Levain[59].

Présentation des résultats :

Pour cette colonne, notre domaine d'investigation a été limité aux écoulements dont le nombre de Reynolds de la phase vapeur s'échelonnait de 700 à 20.000; l'apparition de l'engorgement s'effectuant aux alentours de 13.000 et l'engorgement total se localise aux alentours de 16.000 jusqu'à 20.000.

Résultats expérimentaux :

Nous avons également établi trois tableaux numérotés de 11 à 13 inclus dont les notations sont celles utilisées antérieurement pour les résultats expérimentaux de la colonne A.

COLONNE B

TABLEAU : 11

Composition du mélange : x_h = 0,30

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
12.600	13.280	12.940	4,50	6,55	2,05
12.060	12.510	12.290	4,50	6,55	2,05
11.440	11.830	11.640	4,55	6,65	2,10
10.590	10.870	10.730	4,55	6,65	2,10
9.910	10.020	9.970	4,35	6,45	2,10
9.480	9.430	9.460	4,45	6,55	2,10
9.050	8.770	8.910	4,55	6,70	2,15
7.660	7.400	7.530	4,35	6,55	2,20
6.430	6.020	6.230	4,45	6,65	2,20
5.310	4.890	5.100	4,50	6,80	2,30
4.880	4.390	4.640	4,45	6,80	2,35
4.520	3.830	4.180	4,50	6,80	2,3
3.880	3.200	3.540	4,60	6,95	2,35
3.470	2.900	3.190	4,55	6,95	2,40
3.080	2.540	2.810	4,55	6,95	2,40
2.110	1.760	1.940	4,90	7,40	2,50
1.200	930	1.065	5,35	7,05	2,70

TABLEAU : 12

Composition du mélange : x_h = 0,40

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
12.360	12.400	12.380	5,65	7,50	1,85
11.650	11.500	11.580	5,70	7,60	1,90
10.870	10.750	10.810	5,70	7,60	1,90
10.410	10.230	10.320	5,75	7,60	1,85
9.900	9.600	9.750	5,65	7,60	1,95
9.010	8.630	8.820	5,75	7,75	2,0
8.440	7.870	8.160	5,75	7,75	2,0
7.900	7.400	7.650	5,70	7,75	2,05
7.200	6.720	6.960	5,7	7,80	2,10
6.710	6.150	6.430	5,65	7,80	2,15
6.180	5.560	5.870	5,75	8,05	2,3
5.560	4.800	5.180	5,75	7,95	2,20
5.140	4.260	4.700	5,75	8,05	2,30
4.580	3.740	4.160	5,70	8,05	2,35
4.170	3.360	3.770	6,05	8,45	2,40
3.620	2.890	3.260	5,90	8,30	2,40
3.280	2.550	2.920	6,0	8,45	2,45
2.310	1.720	2.020	6,0	8,65	2,65
1.340	820	1.080	6,0	9,0	3,0

TABLEAU : 13

Composition du mélange : x_h = 0,70

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
12.520	11.950	12.240	11	13,50	2,50
11.530	10.380	10.960	10,95	13,50	2,55
10.990	10.010	10.500	11,4	14,0	2,60
10.380	9.850	10.120	10,15	12,85	2,70
9.440	8.860	9.150	10,15	12,85	2,70
8.820	8.270	8.350	10,60	13,10	2,50
8.100	7.580	7.840	11,4	14,0	2,60
7.560	7.050	7.310	10,0	12,85	2,85
6.800	6.450	6.630	10,15	12,85	2,70
6.130	6.400	6.270	10,15	12,85	2,70
5.900	5.170	5.540	11,2	14,0	2,80
5.100	4.750	4.930	10,0	12,85	2,85
4.740	4.440	4.590	11,2	14	2,80
4.450	3.790	4.120	10,0	12,85	2,85
3.930	3.430	3.680	10,6	13,50	2,90
3.430	2.810	3.120	10,95	14,0	3,05
2.600	2.260	2.430	11	14,0	3,0
1.440	900	1.170	11,70	15,0	3,30

COLONNE C

Utilisation de la colonne C :

Cette colonne a déjà été étudiée par Mommeja[5] avec le même mélange que nous et par Castel[4] et Levain[59] avec des mélanges différents. Par contre, nous avons installé des cavités jaugées en tête de cette colonne (Fig. 4) qui nous ont permis de mesurer les débits en haut et d'étudier le phénomène d'engorgement.

Cette colonne possède un diffuseur identique à celui de la colonne A mais il est placé au centre d'une gaine servant de cavité jaugée (pour effectuer la mesure de débit au pied et à l'intérieur de la colonne). Elle présente l'avantage de faciliter l'exploitation d'un domaine d'écoulement caractérisé par des nombres de Reynolds plus élevés qu'avec la colonne A. Elle nous permet également d'étudier l'influence du diffuseur sur l'efficacité de la colonne et l'effet des extrémités sur celle-ci ; ainsi que les modifications de l'engorgement par la géométrie du diffuseur (Fig. 3).

Présentation des Résultats :

Pour cette colonne, notre domaine d'investigation a été limité aux écoulements dont le nombre de Reynolds de la phase vapeur s'échelonnait de 1.000 à 16.000; l'apparition de l'engorgement s'effectuant aux alentours de 12.000 et jusqu'à l'engorgement total 16.000.

Résultats expérimentaux :

En utilisant les mêmes notations que pour les colonnes A et B, nous avons établi les trois tableaux suivants : 14, 15 et 16.

COLONNE C

TABLEAU : 14

Composition du mélange : $x_h = 0,30$

$(Re)^b_G$	$(Re)^h_G$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
13.100	11.600	12.350	4,45	6,70	2,25
12.290	11.210	11.750	4,50	6,70	2,2
10.450	10.150	10.300	4,75	6,85	2,10
10.100	9.600	9.850	4,75	6,85	2,10
9.110	8.790	8.950	4,85	6,85	2,0
8.170	8.130	8.150	4,95	7,07	2,12
7.860	7.540	7.700	4,95	7,07	2,12
7.010	6.290	6.650	5,0	7,15	2,15
6.400	5.900	6.150	5,05	7,20	2,15
6.010	5.390	5.700	5,10	7,20	2,10
5.750	5.050	5.400	5,10	7,30	2,2
5.060	4.740	4.900	5,30	7,40	2,10
4.500	3.800	4.150	5,25	7,50	2,25
4.000	3.000	3.500	5,50	7,75	2,25
3.450	2.750	3.100	5,50	7,80	2,30
3.010	2.290	2.650	5,65	7,95	2,30

TABLEAU : 15

Composition du mélange : $x_h = 0,60$

$(Re)^b_G$	$(Re)^h_G$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
13.940	12.060	13.000	8,20	10,95	2,75
13.200	11.200	12.200	8,30	10,95	2,65
12.200	10.500	11.350	8,50	11,0	2,50
11.710	9.790	10.750	8,50	11,0	2,50
10.500	9.000	9.750	8,45	11,0	2,55
9.810	8.190	9.000	8,65	11,2	2,55
9.150	7.250	8.200	8,80	11,40	2,60
8.700	6.500	7.600	9,15	11,80	2,65
7.880	6.120	7.000	9,15	11,8	2,65
7.020	5.480	6.250	9,0	11,7	2,70
6.190	4.910	5.550	9,40	12,15	2,75
5.460	4.440	4.950	9,40	12,15	2,75
4.920	3.880	4.400	9,80	12,45	2,65
4.530	3.170	3.850	9,60	12,45	2,85
4.200	2.700	3.450	9,80	12,80	3,0
3.440	2.360	2.900	9,80	12,80	3,0

TABLEAU : 16

Composition du mélange : $x_h = 0,70$

$(Re)^b_G$	$(Re)^h_G$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
13.900	12.400	13.150	10,5	13,5	3,0
13.070	11.530	12.300	10,5	13,5	3,0
12.500	10.700	11.600	10,9	14,0	3,10
11.580	9.220	10.400	10,9	14,0	3,10
10.640	9.460	10.050	11,1	14,0	2,90
9.450	8.350	8.900	11,4	14,5	3,10
8.860	7.540	8.200	11,4	14,5	3,10
8.450	7.050	7.750	11,4	14,5	3,10
7.910	7.490	7.200	12,15	15,3	3,15
7.170	5.630	6.400	12,15	15,3	3,15
6.550	5.150	5.850	12,10	15,3	3,20
6.010	4.990	5.500	12,10	15,3	3,20
5.370	4.330	4.850	12,10	15,3	3,20
4.720	3.780	4.250	12,60	15,85	3,25
4.100	3.100	3.600	12,60	15,85	3,25
3.530	2.770	3.150	12,60	15,90	3,30

INTERPRETATION DES RESULTATS DES COLONNES B et C

Nous avons groupé les résultats de nos travaux sur différents tableaux, puis traduit ces résultats par un ensemble de courbes, comme nous l'avons fait pour la colonne A mais avec des valeurs du nombre de Reynolds s'échelonnant de 700 à 13.000 et de 1.000 à 12.000 respectivement pour les colonnes B et C.

Variation de l'exposant β (x) du nombre de Reynolds en fonction de la composition de rectification.

Nous avons tracé les courbes exprimant la variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur respectivement en bas (Fig. II. 19 à II. 21 et II. 31 à II. 33) et en haut de la colonne (Fig. II. 22 à II. 24 et II. 34 à II. 36) pour les trois compositions du mélange "Heptane normal-Toluène", exprimées en fraction molaire d'Heptane normal : 0,30 - 0,40 et 0,70 pour la colonne B et 0,30 - 0,60 et 0,70 pour la colonne C. Après quoi, nous avons tracé les courbes de variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen relatif à la phase gazeuse, également pour les trois compositions et pour chaque colonne (Fig. II. 25 à II. 27 et II. 37 à II. 39).

Ces trois séries de courbes pour les colonnes B et C tracées en coordonnées logarithmiques se présentent sous forme de droites. Ce qui nous permet d'écrire :

$$N = K\,(Re)_G^{-\beta}$$

Nous avons calculé les valeurs de la pente β de ces trois séries de courbes, puis les avons groupées dans le tableau 17 pour la colonne B et dans le tableau 18 pour la colonne C.

TABLEAU 17

Concentration molaire en n-Heptane	Pente β des courbes Log (N_b) = f (Log Re)	Pente β des courbes Log (N_h) = f (Log Re)	Pente β des courbes Log (ΔN_G) = f (Log Re)
0,30	0,104	0,037	0,110
0,40	0,043	0,067	0,194
0,70	0,094	0,074	0,116

Nous pouvons constater une irrégularité commune dans la variation de la pente β avec la concentration pour ces trois séries de droites :

- Dans la première série, Log (N_b) = f (Log Re) (Fig. II. 28), la variation de β se traduit par une diminution au départ (de 0,30 à 0,40) puis une augmentation progressive (de 0,40 à 0,70).
- Dans la deuxième série, Log (N_h) = f (Log Re) (Fig. II. 29), β augmente légèrement (de 0,30 à 0,40), et se termine par une augmentation progressive et faible (de 0,40 à 0,70).
- Dans la troisième série, Log (ΔN_g) = f (Log Re) (Fig. II. 30), la valeur de β augmente brusquement (de 0,30 à 0,40), et diminue progressivement (de 0,40 à 0,70).

TABLEAU 18

Concentration molaire en n-Heptane	Pente β des courbes Log (N_b) = f (Log Re)	Pente β des courbes Log (N_h) = f (Log Re)	Pente β des courbes Log (ΔN_G) = f (Log Re)
0,3O	0,147	0,107	0,081
0,6O	0,127	0,113	0,132
0,7O	0,135	0,103	0,058

Nous pouvons constater une irrégularité commune dans la variation de la pente β avec la concentration pour ces trois séries de droites :

- Dans la première série, $\text{Log}\,(N_b) = f\,(\text{Log Re})$, (Fig. II. 40), la variation de β se traduit par une diminution (de 0,30 à 0,60) suivie d'une augmentation progressive (de 0,60 à 0,70).

- Dans la deuxième série, $\text{Log}\,(N_h) = f\,(\text{Log Re})$, (Fig. II. 41), β commence par une augmentation légère (de 0,30 à 0,60) et puis décroit (de 0,60 à 0,70).

- Dans la troisième série, $\text{Log}\,(\Delta N_G) = f\,(\text{Log Re})$, (Fig. II. 42), la valeur de β augmente brusquement (de 0,30 à 0,60) et diminue à nouveau (de 0,60 à 0,70).

COLONNE B

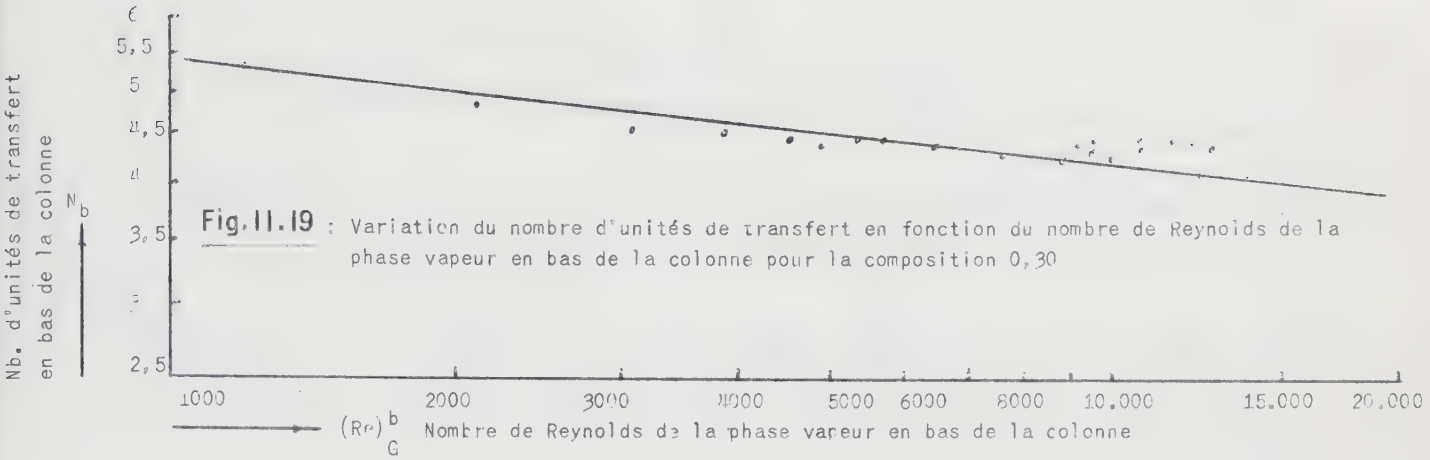


Fig.II.19 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en bas de la colonne pour la composition 0,30

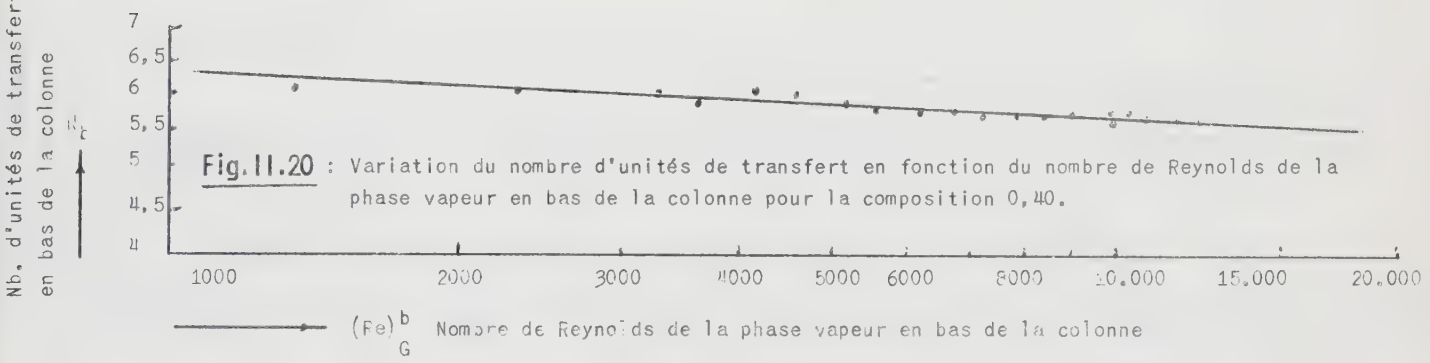


Fig.II.20 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en bas de la colonne pour la composition 0,40.

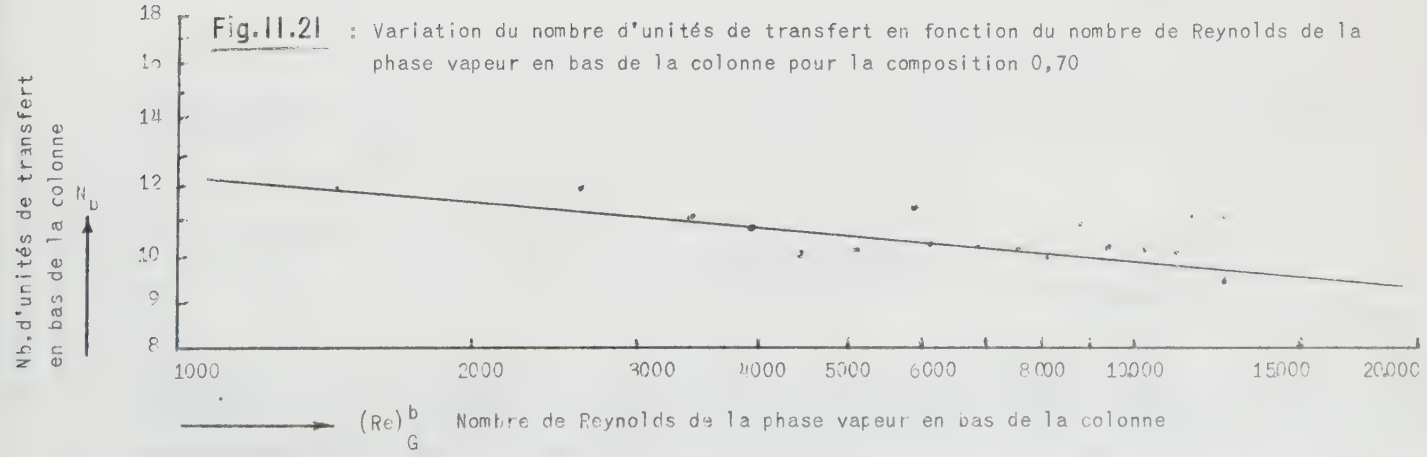


Fig.II.21 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en bas de la colonne pour la composition 0,70

COLONNE B

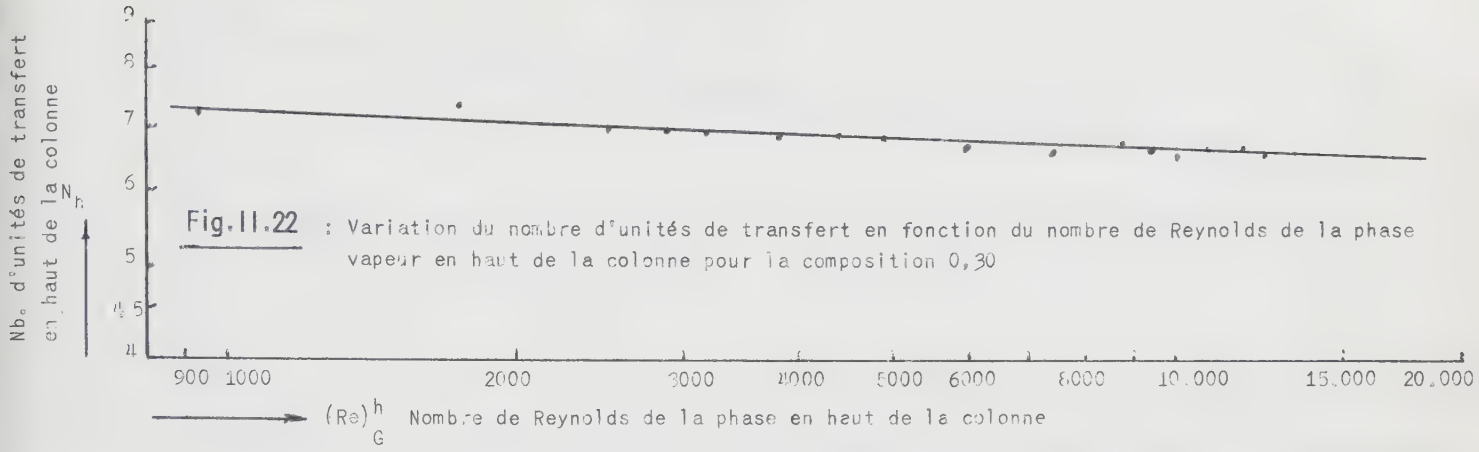


Fig.II.22 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en haut de la colonne pour la composition 0,30

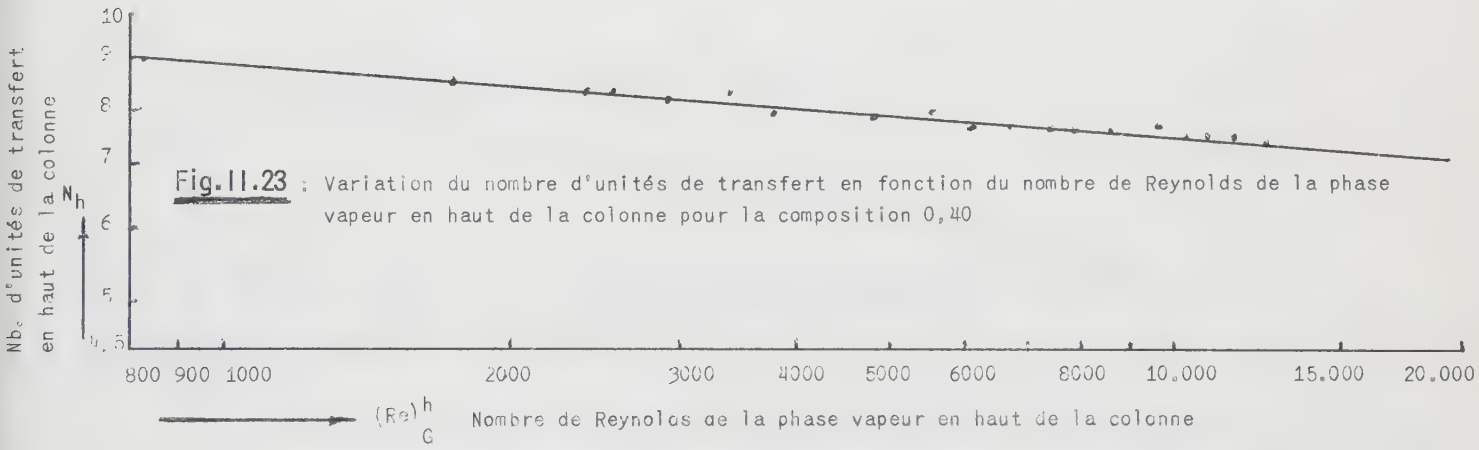


Fig.II.23 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en haut de la colonne pour la composition 0,40

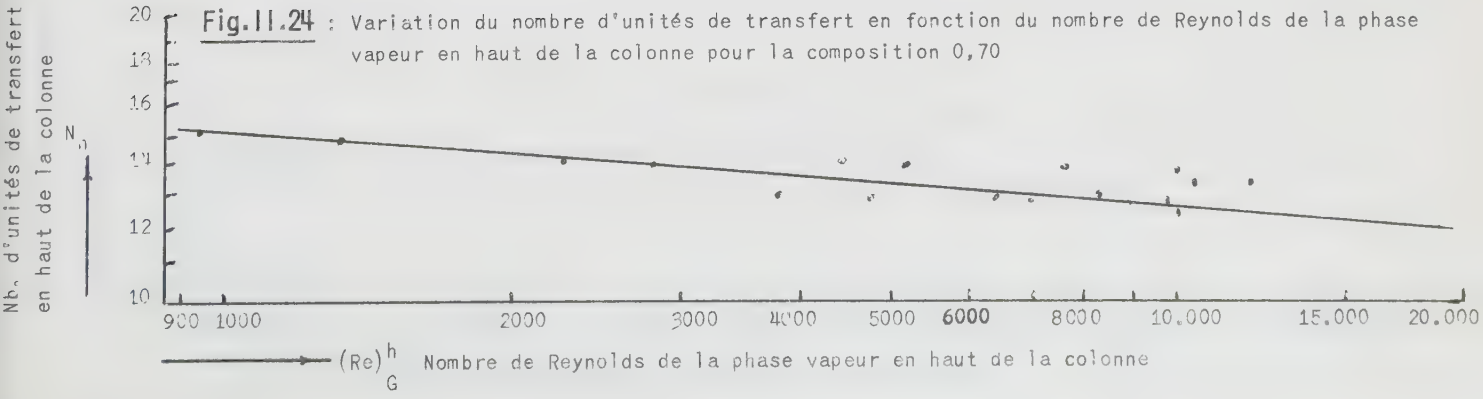


Fig.II.24 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en haut de la colonne pour la composition 0,70

COLONNE B

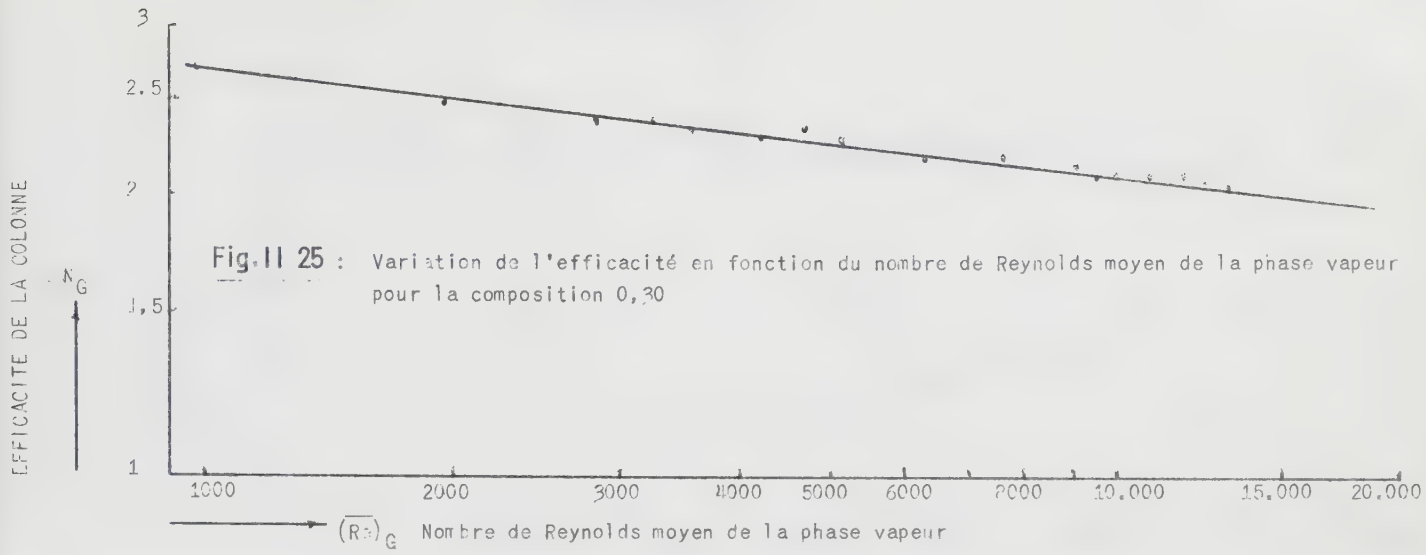


Fig.II 25 : Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen de la phase vapeur pour la composition 0,30

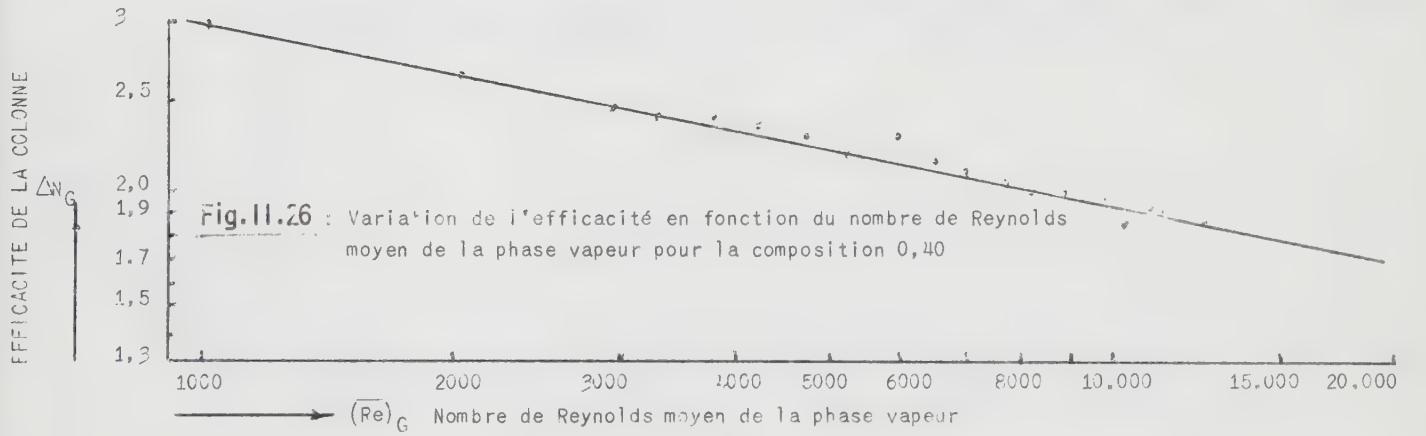


Fig.II.26 : Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen de la phase vapeur pour la composition 0,40

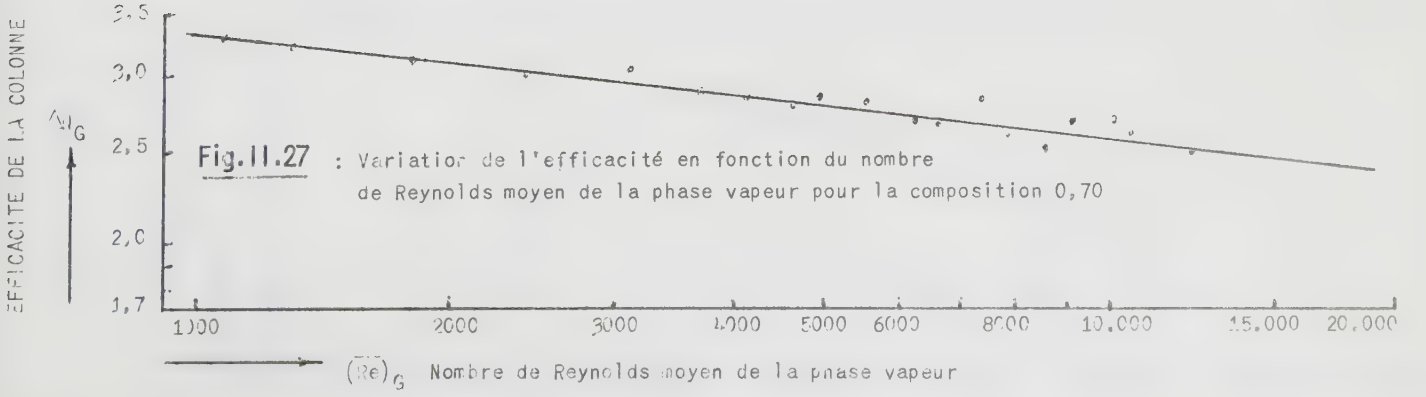


Fig.II.27 : Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen de la phase vapeur pour la composition 0,70

COLONNE B

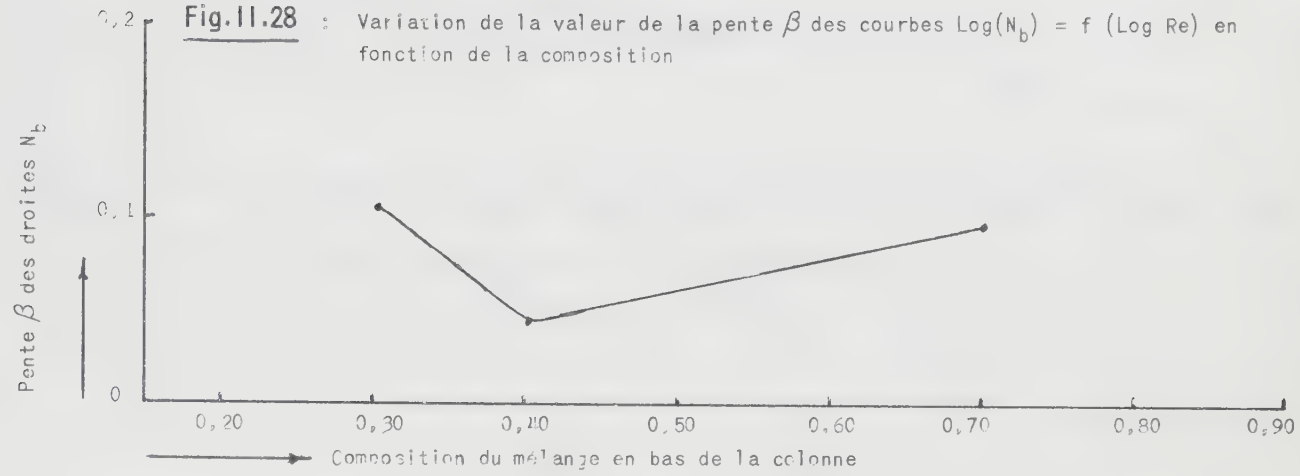


Fig.II.28 : Variation de la valeur de la pente β des courbes $Log(N_b) = f$ (Log Re) en fonction de la composition

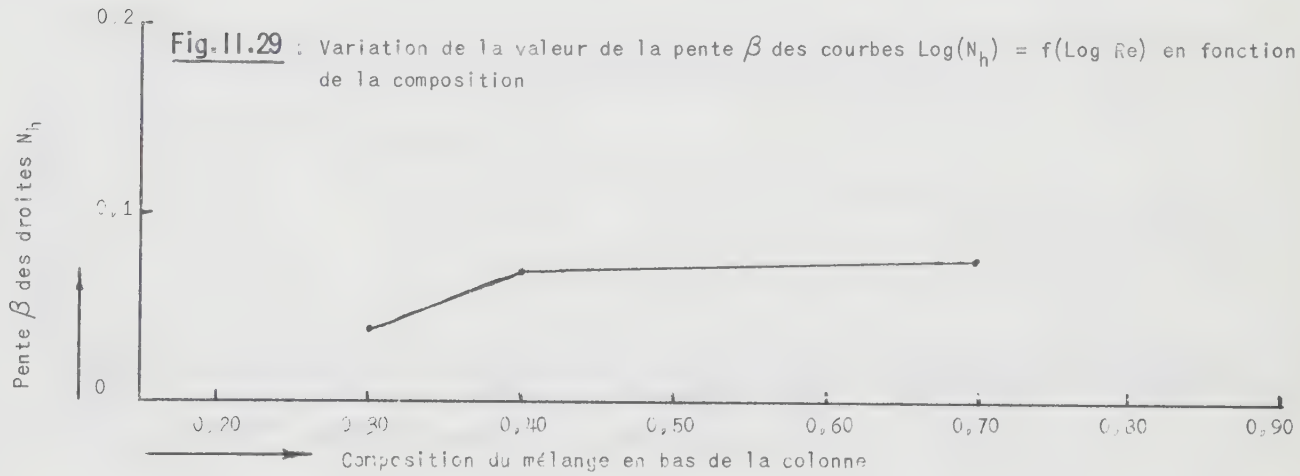


Fig.II.29 : Variation de la valeur de la pente β des courbes $Log(N_h) = f(Log\ Re)$ en fonction de la composition

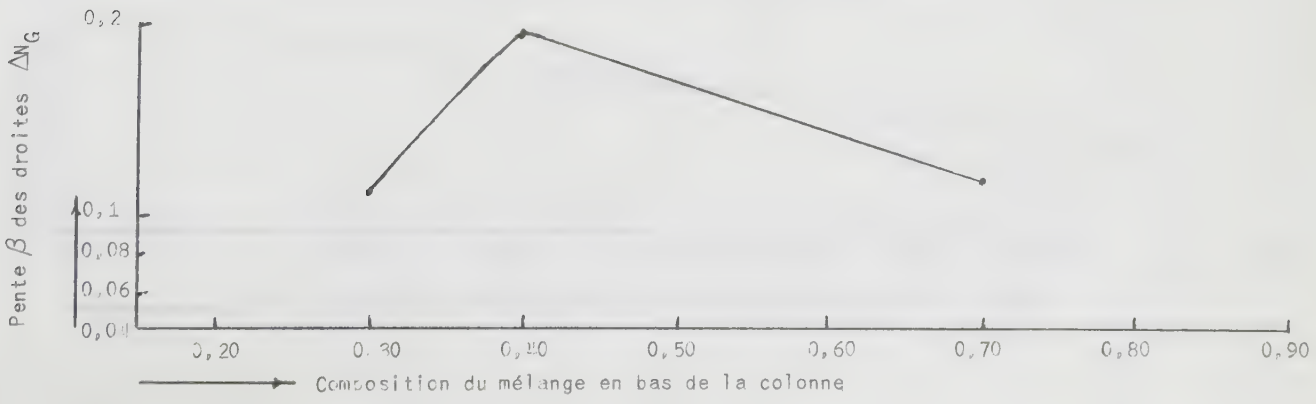


Fig.II.30 : Variation de la valeur de pente β des courbes $Log(\Delta N_G) = f$ (Log Re) en fonction de la composition

COLONNE C

Fig.II.31 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en bas de la colonne pour la composition 0,30.

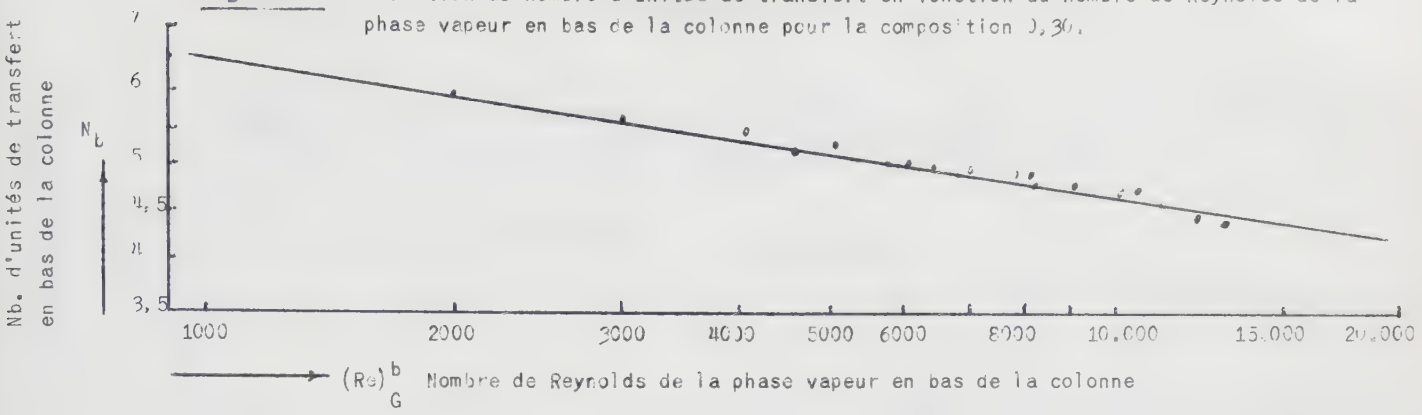


Fig.II.32 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en bas de la colonne pour la composition 0,60

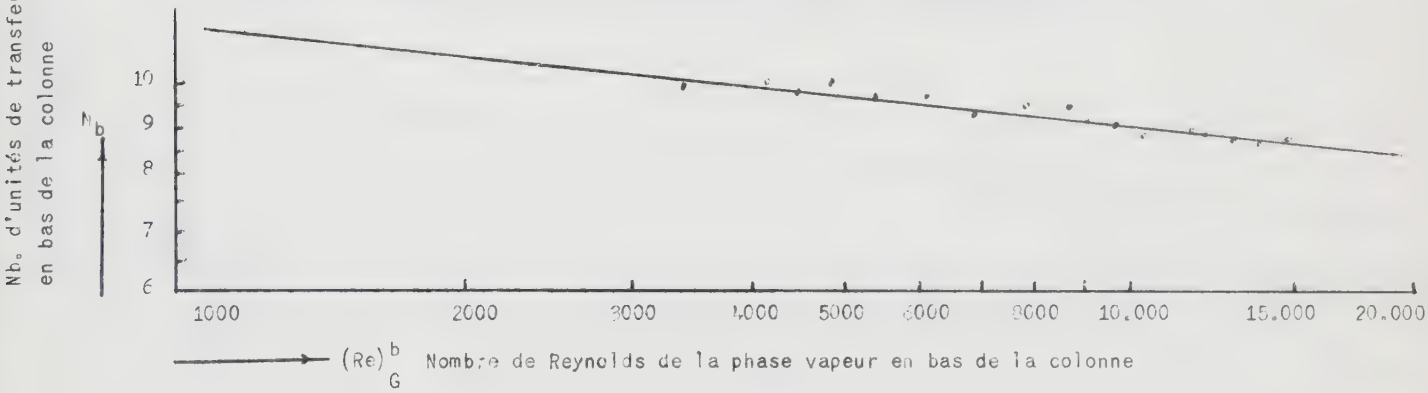
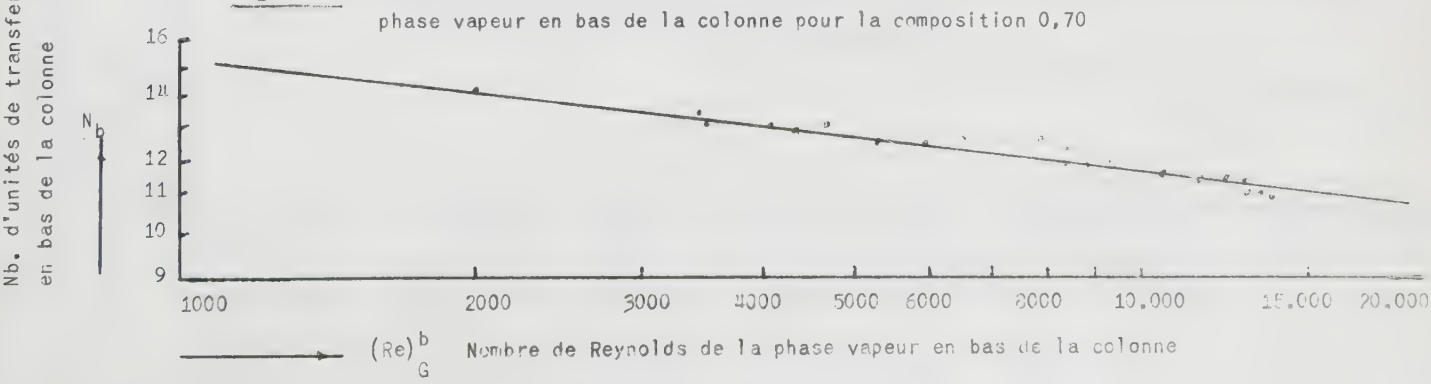


Fig.II.33 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en bas de la colonne pour la composition 0,70



COLONNE C

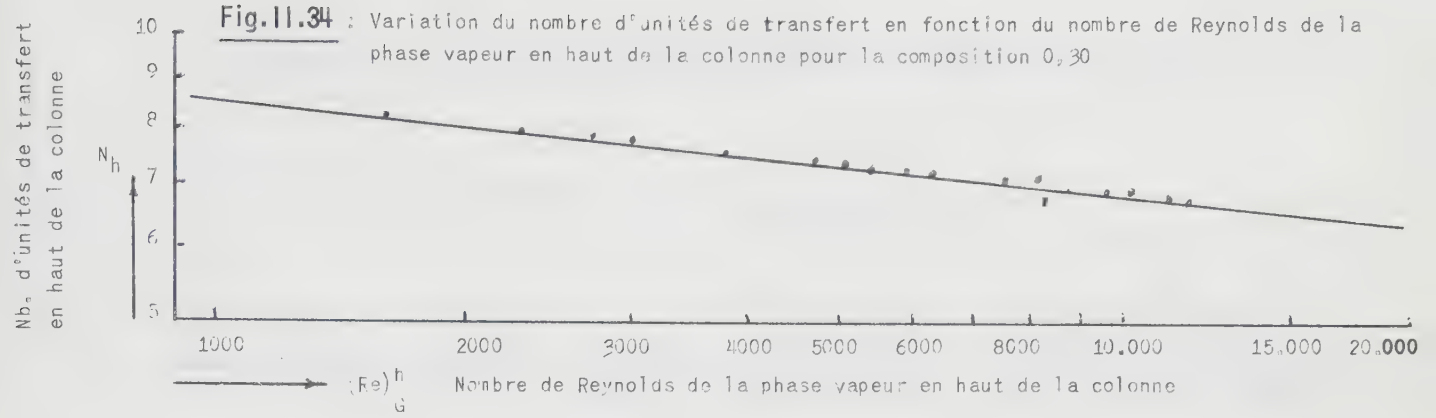


Fig.II.34 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en haut de la colonne pour la composition 0,30

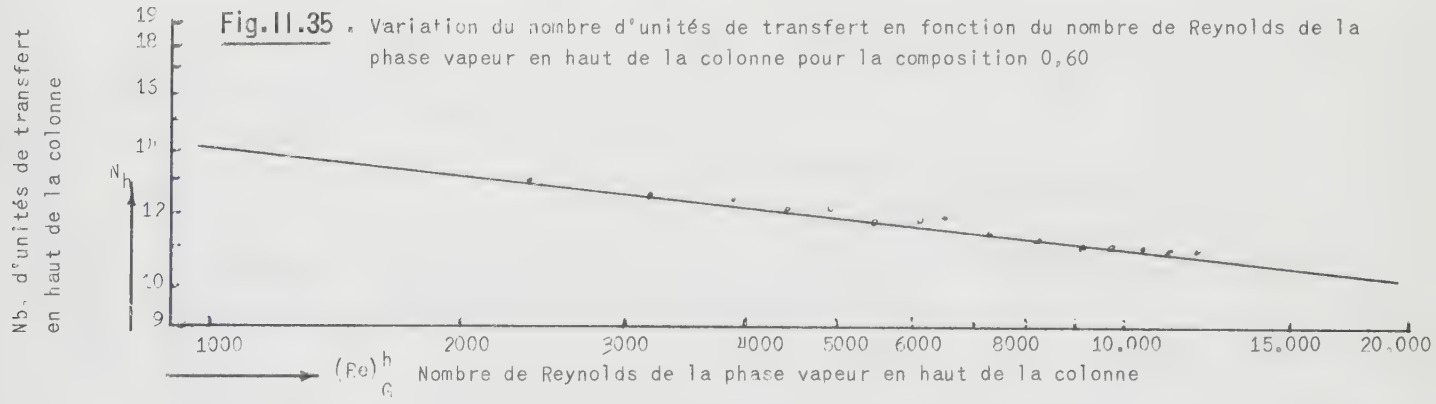


Fig.II.35 . Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en haut de la colonne pour la composition 0,60

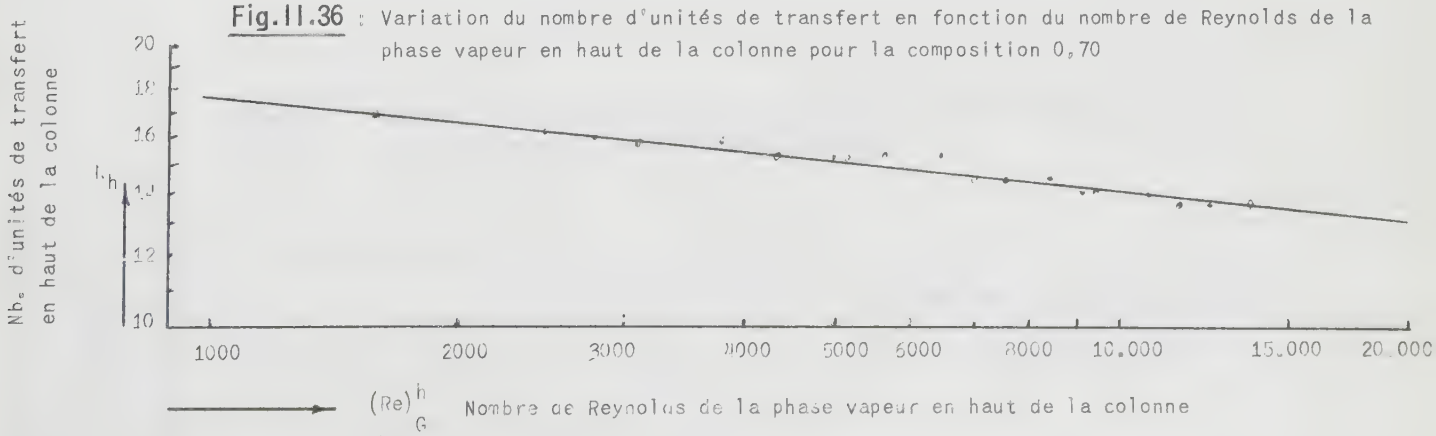


Fig.II.36 : Variation du nombre d'unités de transfert en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur en haut de la colonne pour la composition 0,70

COLONNE C

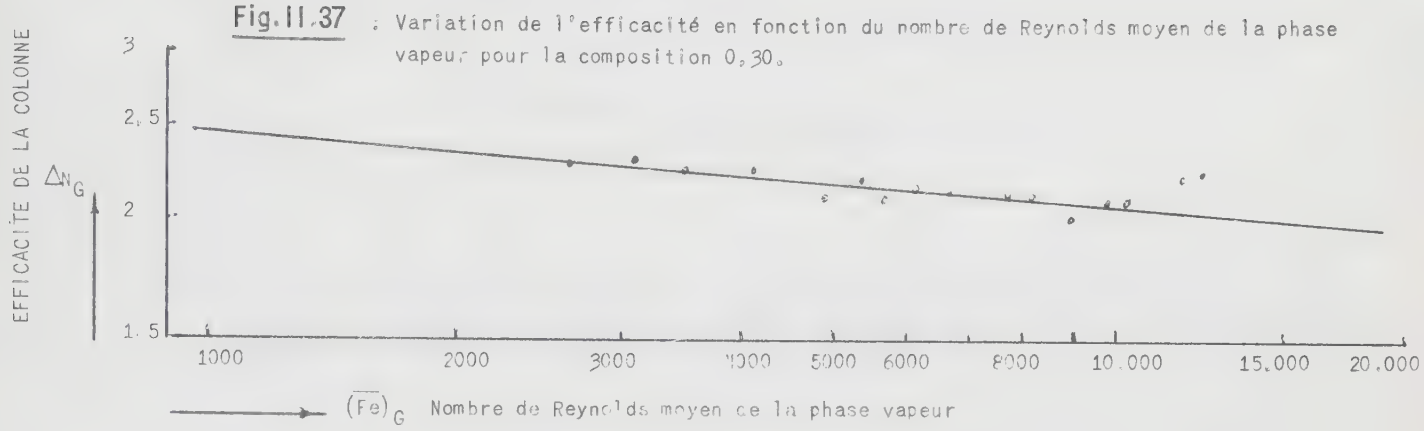


Fig.II.37 : Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen de la phase vapeur pour la composition 0,30.

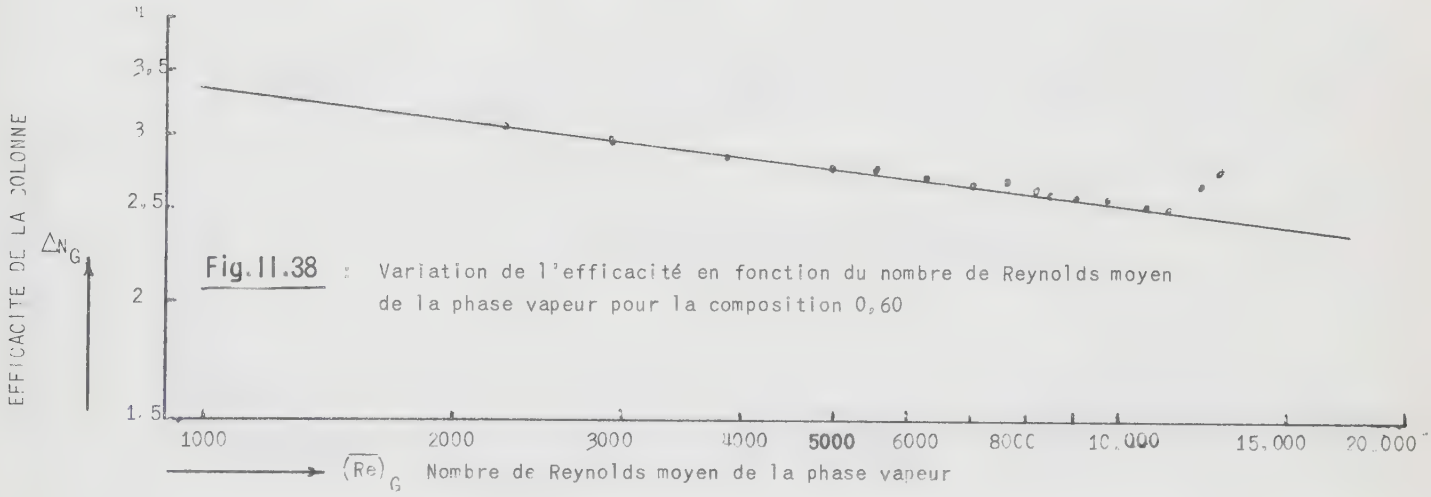


Fig.II.38 : Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen de la phase vapeur pour la composition 0,60

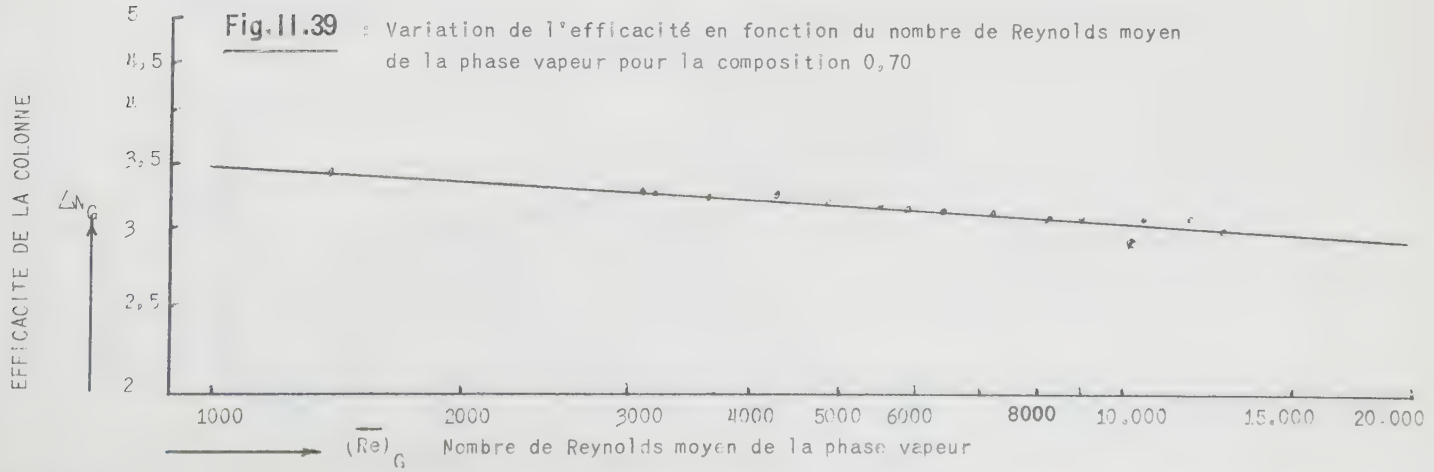


Fig.II.39 : Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds moyen de la phase vapeur pour la composition 0,70

COLONNE C

Fig.II.40 : Variation de la valeur de pente β des courbes $Log(N_b) = f(Log\ Re)$ en fonction de la composition

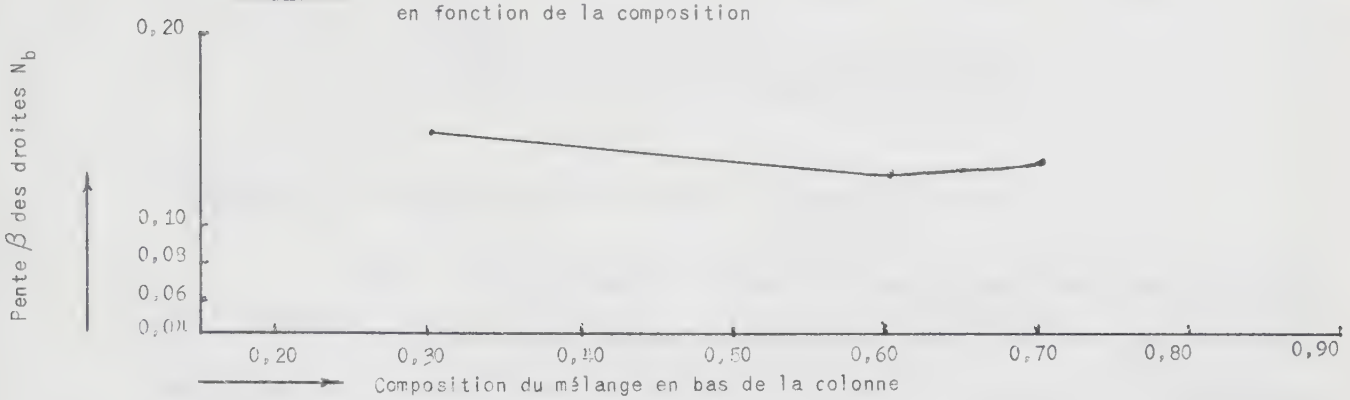


Fig.II.41 : Variation de la valeur de pente β des courbes $Log(N_h) = f\ (Log\ Re)$ en fonction de la composition

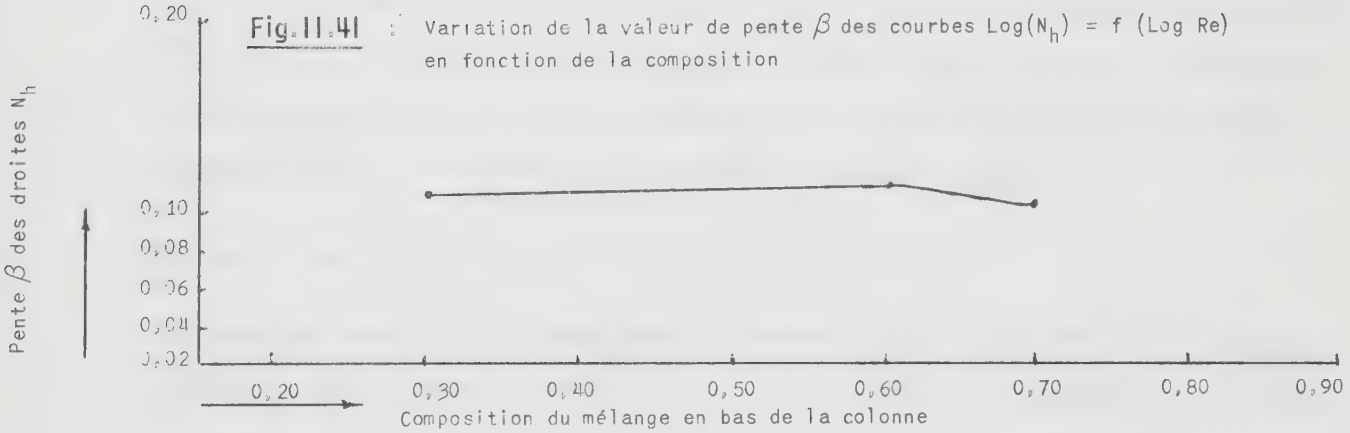
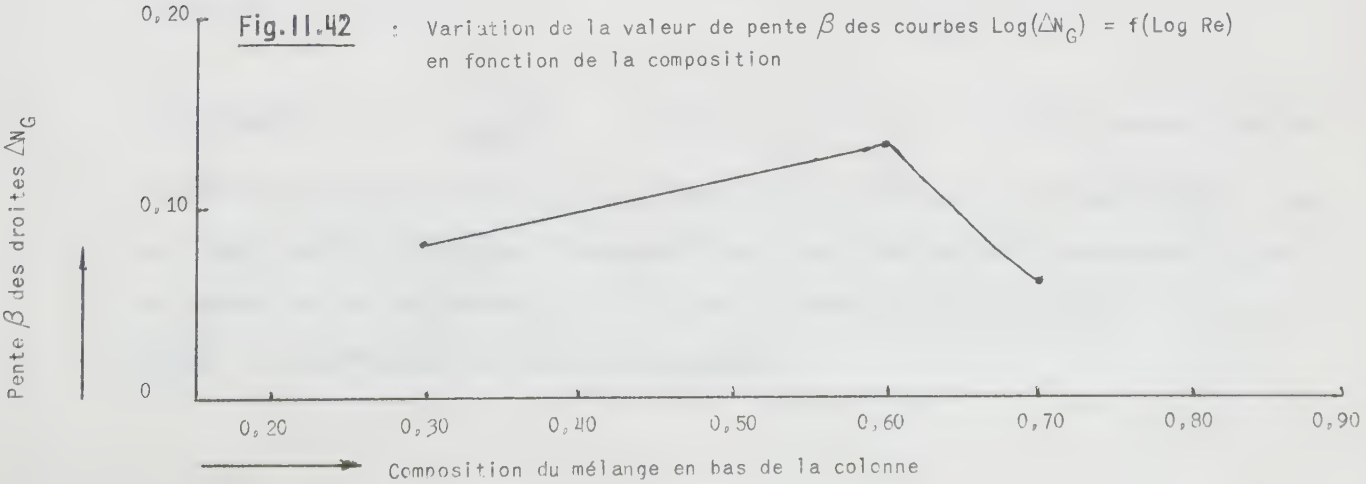


Fig.II.42 : Variation de la valeur de pente β des courbes $Log(\Delta N_G) = f(Log\ Re)$ en fonction de la composition



CONCLUSION GENERALE

Explication des différences constatées :

Nous avons présenté dans la description de l'appareillage (Chapitre I) les différentes formes géométriques des diffuseurs et l'importance de leurs rôles (Chapitre II) pour explorer le domaine du nombre de Reynolds élevé. C'est précisément ces différences géométriques des diffuseurs qui sont à l'origine des différences entre les résultats obtenus à l'aide des trois colonnes (Colonne A. B et C).

Dans le cas de la colonne C avec un diffuseur à 4 trous (Fig. 3), le diamètre de chaque orifice est de 2 mm. environ. Calculons le nombre de Reynolds lors du passage de la vapeur dans chaque orifice. Appelons $(Re)'_G$ ce nombre de Reynolds en phase vapeur.

On sait que $$(Re)_G = \frac{4\Gamma}{\pi d \cdot \mu_G}$$

On suppose que le débit massique Γ passant dans la colonne C se partage également dans chaque orifice. On a un nombre de Reynolds tel que:

$$(Re)'_G = \frac{4\Gamma}{4 \cdot \pi d' \cdot \mu_G},$$ où d' est le diamètre d'orifice $\simeq$ 2 mm.

Le rapport, $$\frac{(Re)'_G}{(Re)_G} = \frac{d}{4d'} = \frac{17}{8} = 2{,}125$$ montre que le nombre de Reynolds $(Re)'_G$ est 2 fois plus grand environ que $(Re)_G$ ce qui peut déjà expliquer l'augmentation de l'efficacité constatée quand on passe de la colonne B à diffuseur à cône tronqué (Fig. 2) à la colonne C à diffuseur en forme de poire.

De plus les orifices de la colonne C sont des cercles dont l'axe est orthogonal à l'axe de la colonne. La vapeur a donc une vitesse initiale de direction perpendiculaire aux parois de la colonne. C'est pourquoi on peut penser qu'elle puisse barboter dans le liquide qui reflue sur les parois.

Le barbotage sera d'autant plus intense sur le volume laissé à la vapeur entre le diffuseur et la paroi de colonne que ce volume est plus faible. Ceci est le cas de la colonne A (Fig. 1) dont l'efficacité est supérieure à celle de la colonne C.

CHAPITRE III

ENGORGEMENT DES COLONNES A, B et C

Dans ce chapitre sur l'étude de l'engorgement, nous avons tenté de préciser ce phénomène. Nous avons calculé la perte de charge totale. L'expérimentation des trois colonnes A, B et C conduit à des résultats que nous avons traduits par diverses courbes.

DEFINITION :

Lorsqu'on accroît le chauffage du bouilleur d'une colonne à distiller, il apparaît, à partir d'un certain régime, un phénomène de bouillonnement au sein même de la colonne; le débit élevé de la vapeur qui s'échappe alors du ballon créé, entre le bouilleur et la tête de colonne, une différence de pression telle que la poussée de la vapeur suffit à empêcher l'écoulement normal du reflux vers le bas de la colonne. Ce phénomène est désigné sous le nom d'"engorgement".

D'après Elgin et Weiss[60] le point d'engorgement d'une colonne fonctionnant à une charge de liquide donnée est le débit maximal de vapeur que l'on peut faire passer dans la colonne; ce débit ne peut être augmenté que si on diminue le débit de reflux.

CALCUL DE LA PERTE DE CHARGE : ΔP

Le facteur critique qui donne naissance au phénomène d'engorgement est donc la perte de charge ΔP de la vapeur entre le bas et le haut de la colonne. Pour la calculer, nous pouvons appliquer selon Westhaver[12] la loi de Poiseuille :

$$v_{moy.} = \frac{(\Delta P - q) \cdot r_o^2}{8 \mu_G \cdot L} \qquad (13)$$

où, $v_{moy.}$ est la vitesse moyenne de la vapeur en cm./sec.

ΔP est la perte de charge totale de la vapeur entre le bouilleur et la tête de la colonne en dynes/cm^2.

q est la perte de charge de la vapeur due au poids de celle-ci en dynes/cm^2.

r_o est le rayon de la colonne de vapeur en cm.

μ_G est le coefficient de viscosité de la vapeur en poise; c'est-à-dire, dynes. sec./cm^2 ou g./cm.sec.

L est la longueur de la colonne en cm.

Calcul de q :

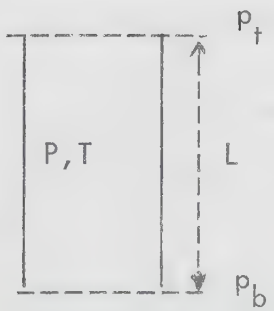


Fig. III. 1

Considérons une colonne de gaz de section 1 cm^2 (Fig. III.1) dans laquelle la pression moyenne est P en dynes/cm^2. et la température moyenne T en °K.

Si les pressions respectivement en tête et en bas de la colonne sont p_t et p_b, nous aurons :

$$q = p_b - p_t = \rho_G \cdot g \cdot L \qquad (14)$$

(Poids de la colonne de gaz de section 1 cm^2.)

ρ_G étant la densité du gaz en g./cc. et g l'accélération de la pesanteur en cm./sec.^{2}

d'où l'on tire, $$q/L = 1,2 \cdot 10^{-5} \, MP/T \qquad (15)$$

En portant cette valeur de q/L dans l'équation (13), nous obtenons :

$$\Delta P = \left[\frac{8 \mu_G \cdot v_{moy.}}{r_o^2} + 1,2 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{MP}{T} \right] \qquad (16)$$

Nous avons utilisé cette formule (équation 16) pour calculer la perte de charge totale ΔP correspondant à différents débits et pour plusieurs compositions du mélange "Heptane normal-Toluène". Nous avons groupé les résultats de nos mesures expérimentales pour les trois colonnes A, B et C dans différents tableaux.

MODE OPERATOIRE :

Nous avons étudié le phénomène d'engorgement avec l'appareillage précédemment décrit et suivant un mode opératoire semblable (Chapitre II).

Nous avons constaté que l'engorgement se produisait au bas de la colonne A et était provoqué par la forme géométrique du diffuseur (Fig. 1). Nous avons utilisé la colonne B dont le diffuseur par lequel s'introduit la vapeur est en forme de cône tronqué (Fig. 2) pour les mêmes raisons que celles citées dans l'utilisation de la colonne B.

La colonne C possède un diffuseur identique à celui de la colonne A (Fig. 3) mais il est placé au centre d'une gaine servant de cavité jaugée.

Nous avons ainsi pu étudier les modifications de l'engorgement liées à la géométrie des diffuseurs pour plusieurs compositions du mélange "n-Heptane-Toluène".

RESULTATS EXPERIMENTAUX

Les tableaux (numérotés de 19 à 21, de 22 à 24 et de 25 à 27) joints à ce chapitre présentent nos résultats expérimentaux respectivement pour la colonne A, la colonne B et la colonne C, de la même façon que dans l'étude antérieure.

Nous donnons ensuite une nouvelle série de tableaux (de 28 à 30, de 31 à 33 et de 34 à 36) dans lesquels nous présentons le calcul des valeurs de la perte de charge totale ΔP suivant l'équation 16 pour les colonnes A, B et C.

PRESENTATION DES RESULTATS

Nous avons traduit nos résultats expérimentaux par des courbes de variation de la perte de charge en fonction de la vitesse linéaire moyenne de la vapeur.

Nous avons également tracé des courbes d'efficacité pour différentes compositions en fonction du nombre de Reynolds en haut de la colonne, pour la colonne A et, pour les colonnes B et C, en fonction du nombre de Reynolds moyen.

L'intérêt de ces courbes est de faire ressortir d'une part l'influence de la forme géométrique du diffuseur sur l'engorgement et, par ailleurs, le rôle de la concentration tant sur la perte de charge que sur l'efficacité de la colonne dans les mêmes conditions d'engorgement.

1. Variation de la perte de charge totale en fonction de la vitesse moyenne de la vapeur :

Les courbes (Fig. III.2 à III.10) de variation de la perte de charge totale à partir du point d'engorgement en fonction de la vitesse moyenne de la vapeur ont été tracées pour trois compositions.

Ces neuf courbes se traduisent par des droites dont la pente varie entre 0,96 et 1,04 pour la colonne A, entre 0,97 et 1,02 pour la colonne B et entre 0,90 et 0,96 pour la colonne C.

COLONNE A

Dans les courbes de perte de charge, pour des fractions molaires de 0,30 et 0,60, on observe une certaine invariance de la pente vis-à-vis de la composition de rectification. Nous constatons que pour les compositions de 0,30 et 0,60, les différents points sont très près de la droite, alors que pour la composition de 0,70, ces points sont beaucoup plus dispersés.

COLONNE B

Nous constatons que, grâce au changement de géométrie du diffuseur (cône tronqué Fig. 2), l'engorgement ne se produit plus en bas de la colonne mais en haut, à l'endroit du barrage de débordement et ceci pour un nombre de Reynolds plus élevé soit : de 13.000 à 16.000 et jusqu'à 20.000 engorgement total. On peut remarquer que la perte de charge totale augmente avec la vitesse de la vapeur faiblement par rapport à la colonne A. Ceci se traduit par des courbes en forme de droites qui passent par tous les points.

COLONNE C

Elle a un diffuseur identique à celui de la colonne A (forme de poire à l'envers Fig. 3) mais il est placé au centre d'une gaine servant de cavité jaugée. L'engorgement se produit donc en bas de la colonne (comme dans le cas de la colonne A) mais pour un nombre de Reynolds plus élevé soit : de 12.000 à 16.000 engorgement total.

Pour cette colonne, les courbes de perte de charge totale en fonction de la vitesse de la vapeur se traduisent par des droites passant par tous les points (ce qui est le cas de la colonne B).

2. Variation de l'efficacité en fonction du nombre de Reynolds de la phase vapeur :

Nous avons tracé les courbes (Fig. de III.11 à III.13, de III.14 à III.16, de III.17 à III.19) de variation de l'efficacité pour les trois compositions, en fonction du nombre de Reynolds relatif à la phase vapeur en haut de la colonne pour la colonne A et en fonction du nombre de Reynolds moyen relatif à la phase vapeur pour les colonnes B et C.

Malgré une certaine dispersion, on peut tenter d'avancer que ces courbes ont en commun la propriété d'être linéaires avec une pente négative jusqu'au point d'engorgement (variable suivant la colonne) à partir duquel se produit une rupture.

Dans les trois cas, quel que soit le diffuseur, au delà du point d'engorgement une dispersion se produit dans la zone d'engorgement. C'est pourquoi nous n'avons pas prolongé les courbes à partir du point d'engorgement.

C O L O N N E A

ENGORGEMENT

TABLEAU : 19

Composition du mélange : x_h = 0,30

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
5.000	4.500	4.750	4,8	7,8	3,0
"	5.400	"	4,6	7,40	2,80
"	5.150	"	4,6	7,60	3,0
"	5.350	"	4,6	8,30	3,70
"	5.550	"	4,65	7,60	2,95
"	5.450	"	4,70	7,40	2,70
"	6.200	"	4,60	7,60	3,0
"	6.450	"	4,55	7,20	2,65
"	6.500	"	4,55	6,95	2,40
"	6.600	"	4,50	6,95	2,45
"	6.900	"	4,50	6,85	2,35
"	7.200	"	4,55	6,80	2,25
"	7.550	"	4,50	6,85	2,35
"	7.750	"	4,50	6,70	2,20
"	8.050	"	4,55	7,50	2,95
"	8.450	"	4,50	7,75	3,25

TABLEAU : 20

Composition du mélange : x_h = 0,60

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
6.050	5.300	5.650	8,05	11,7	3,65
"	6.550	"	7,95	10,60	2,65
"	6.650	"	8,05	11,0	2,95
"	6.950	"	8,05	11,0	2,95
"	7.100	"	7,95	10,95	3,0
"	7.500	"	8,05	10,60	2,55
"	7.300	"	7,95	10,60	2,65
"	7.850	"	7,75	10,35	2,60
"	7.700	"	7,60	10,15	2,55
"	8.250	"	7,80	10,35	2,55
"	8.050	"	7,80	10,60	2,80
"	8.750	"	7,95	10,15	2,20
"	8.500	"	7,75	10,15	2,40
"	9.200	"	7,80	11,0	3,20
"	8.950	"	8,05	11,0	2,95

TABLEAU : 21

Composition du mélange : x_h = 0,70

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
6.200	5.300	5.750	9,90	13,4	3,5
"	6.700	"	10,35	11,90	1,55
"	5.150	"	10,60	13,10	2,50
"	5.200	"	10,60	13,50	2,90
"	5.550	"	10,60	14,45	3,85
"	6.900	"	10,60	14,0	3,40
"	5.800	"	10,70	13,50	2,80
"	7.250	"	10,15	14,0	3,85
"	6.200	"	10,35	14,0	3,65
"	7.600	"	10,35	14,0	3,65
"	6.450	"	10,35	14,0	3,65
"	8.200	"	10,35	14,0	3,65
"	6.750	"	10,60	14,0	3,40
"	8.650	"	10,35	14,0	3,65
"	7.550	"	10,15	13,10	2,95
"	9.100	"	10,15	13,50	3,35

ENGORGEMENT

COLONNE B

TABLEAU : 22

Composition du mélange : x_h = 0,30

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
12.600	13.280	12.940	4,50	6,55	2,05
12.220	13.290	12.760	4,45	6,45	2,0
12.300	14.470	13.390	4,45	6,45	2,0
12.760	14.470	13.620	4,55	6,45	1,90
12.450	15.170	13.810	4,45	6,35	1,90
13.460	15.170	14.320	4,45	6,35	1,90
12.310	15.930	14.120	4,35	6,30	1,95
12.580	17.760	15.170	4,25	7,40	3,15
12.700	16.360	14.530	4,35	6,20	1,85
15.300	18.690	17.000	4,15	6,20	2,05
13.620	16.770	15.200	4,25	6,15	1,90
13.450	19.820	16.640	4,55	6,15	1,60
13.640	17.220	15.430	4,45	6,20	1,75
16.580	17.090	16.840	4,55	6,70	2,15
13.970	-	13.970	4,30	6,35	2,05
18.100	-	18.100	4,50	6,20	1,70

TABLEAU : 23

Composition du mélange : x_h = 0,40

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	H_h	ΔN_G
12.360	12.400	12.380	5,70	7,50	1,80
12.520	13.430	12.980	5,65	7,50	1,85
13.020	12.900	12.960	5,65	7,50	1,85
12.780	15.010	13.900	5,55	7,40	1,85
13.660	14.990	14.330	5,55	7,50	1,95
12.950	15.350	14.150	5,55	7,40	1,85
13.840	14.030	13.940	5,65	7,40	1,75
13.120	16.180	14.650	5,55	7,20	1,65
14.170	14.350	14.260	5,50	7,30	1,80
13.310	16.620	14.970	5,50	7,07	1,57
15.450	15.410	15.430	5,70	7,20	1,50
13.520	17.060	15.290	5,35	7,07	1,72
12.360	16.180	14.270	5,70	7,20	1,50
13.740	17.460	15.600	5,70	7,30	1,60
15.240	17.460	16.350	5,55	7,30	1,75
14.300	-	14.300	5,35	7,20	1,85
17.520	-	17.520	5,55	7,40	1,85

TABLEAU : 24

Composition du mélange : x_h = 0,70

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
12.520	11.950	12.240	11,0	14,0	3,0
13.040	12.180	12.610	11,0	14,0	3,0
12.880	11.950	12.420	10,95	14,0	3,05
13.230	12.410	12.820	11,0	14,45	3,45
13.400	12.410	12.910	11,2	14,45	3,25
13.430	12.680	13.060	10,95	14	3,05
13.810	12.940	13.380	11	14	3,0
13.630	13.220	13.430	10,95	14	3,05
13.710	12.940	13.330	11	14	3,0
14.250	13.510	13.880	10,95	14	3,05
13.980	13.190	13.590	10,35	12,85	2,50
14.510	12.400	13.460	10,35	12,85	2,50
14.350	13.510	13.930	9,8	12,15	2,35
12.430	14.760	13.600	10	12,85	2,85
14.920	13.840	14.380	9,8	11,9	2,1
13.210	13.800	13.510	10,15	12,45	2,30
15.480	14.440	14.960	10,15	12,45	2,30
13.490	14.440	13.970	10,15	12,45	2,30
16.280	-	16.280	10,15	12,15	2,0
14.670	-	14.670	11	12,15	1,15
16.870	-	16.870	10	12,45	2,45
15.440	-	15.440	9,45	12,15	2,70

C O L O N N E C

ENGORGEMENT

TABLEAU : 25

Composition du mélange : x_h = 0,30

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
13.100	11.600	12.350	4,45	6,70	2,25
13.510	12.370	12.940	4,65	7,80	3,15
13.540	12.440	12.990	4,55	7,20	2,65
13.830	12.990	13.410	4,55	6,85	2,30
13.800	12.960	13.380	4,65	7,07	2,42
14.200	14.130	14.170	4,65	6,80	2,15
14.040	14.120	14.080	4,45	6,85	2,40
-	14.740	14.740	4,45	7,07	2,62
-	14.730	14.730	4,35	7,15	2,80

TABLEAU : 26

Composition du mélange : x_h = 0,60

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
13.940	12.060	13.000	8,20	10,95	2,75
13.940	12.010	12.980	8,20	11,4	3,20
14.180	11.610	12.900	7,95	10,95	3,0
14.410	13.050	13.730	7,80	11,0	3,2
14.600	13.580	14.090	8,05	11,4	3,35
14.600	13.700	14.150	8,05	11,2	3,15
-	12.400	12.400	7,80	12,85	5,05
-	14.160	14.160	7,80	11,90	4,10

TABLEAU : 27

Composition du mélange : x_h = 0,70

$(Re)_G^b$	$(Re)_G^h$	$(\overline{Re})_G$	Nb. d'unités de transfert		
			N_b	N_h	ΔN_G
13.880	12.390	13.140	10,50	13,1	2,60
13.880	12.460	13.170	10,50	11,9	1,40
14.100	11.100	12.600	10,50	13,5	3,0
14.100	12.950	13.530	10,50	13,5	3,0
14.540	13.460	14.000	10,50	14,45	3,95
14.340	13.510	13.930	10,15	13,5	3,35
-	14.100	14.100	10,0	15,3	5,3

C O L O N N E A

TABLEAU : 28

Composition 0,30

Perte de charge totale ΔP	Vitesse moyenne v_{moy}
0,0385	0,356
0,0386	0,367
0,0374	0,367
0,0399	0,374
0,0393	0,380
0,0463	0,424
0,0445	0,441
0,0473	0,441
0,0463	0,450
0,0515	0,469
0,0493	0,490
0,0551	0,513
0,0540	0,525
0,0607	0,551
0,0577	0,580
0,0327	0,310

TABLEAU : 29

Composition 0,60

Perte de charge totale ΔP	Vitesse moyenne v_{moy}
0,0488	0,459
0,0479	0,469
0,0522	0,490
0,0510	0,501
0,0546	0,513
0,0534	0,525
0,0574	0,538
0,0560	0,551
0,0604	0,565
0,0588	0,580
0,0637	0,596
0,0620	0,612
0,0674	0,630
0,0654	0,648
0,0389	0,374

TABLEAU : 30

Composition 0,70

Perte de charge totale ΔP	Vitesse moyenne v_{moy}
0,0498	0,367
0,0497	0,479
0,0382	--
0,0505	0,394
0,0406	0,490
0,0532	0,416
0,0528	0,513
0,0432	--
0,0552	0,441
0,0455	0,538
0,0597	0,459
0,0474	0,580
0,0630	0,513
0,0528	0,612
0,0672	0,538
0,0558	0,648
0,0395	0,380

COLONNE B

TABLEAU : 31

Composition 0,30

Perte de charge totale ΔP	Vitesse moyenne v_{moy}
0,0922	0,869
0,0908	0,856
0,0954	0,899
0,0969	0,914
0,0983	0,927
0,1019	0,961
0,1017	0,955
0,1072	1,013
0,1040	0,976
0,1213	1,139
0,1075	1,013
0,1182	1,115
0,1097	1,034
0,1200	1,133
0,1005	0,932
0,1287	1,204

TABLEAU : 32

Composition 0,40

Perte de charge totale ΔP	Vitesse moyenne v_{moy}
0,0879	0,838
0,0922	0,879
0,0919	0,876
0,0987	0,941
0,1018	0,971
0,1005	0,958
0,0988	0,942
0,1039	0,991
0,1011	0,964
0,1061	1,011
0,1092	1,042
0,1082	1,031
0,1013	0,966
0,1107	1,056
0,1159	1,106
0,1002	0,952
0,1299	1,236

TABLEAU : 33

Composition 0,70

Perte de charge totale ΔP	Vitesse moyenne v_{moy}
0,0898	0,866
0,0890	0,858
0,0922	0,892
0,0907	0,878
0,0937	0,907
0,0944	0,914
0,0955	0,924
0,0977	0,946
0,0960	0,929
0,1003	0,971
0,0973	0,942
0,1013	0,981
0,0996	0,960
0,0986	0,951
0,1018	0,981
0,0997	0,961
0,1051	1,012
0,0989	0,953
0,1095	1,056
0,1024	0,987
0,1185	1,141
0,1073	1,034
0,1227	1,181
0,1119	1,076

C O L O N N E C

TABLEAU : 34

Composition 0,30

Perte de charge totale ΔP	Vitesse moyenne v_{moy}
0,0851	0,802
0,0925	0,874
0,0924	0,874
0,0952	0,900
0,0953	0,900
0,1000	0,945
0,0986	0,932
0,1049	1,003

TABLEAU : 35

Composition 0,60

Perte de charge totale ΔP	Vitesse moyenne v_{moy}
0,0941	0,904
0,0993	0,954
0,0932	0,895
0,1021	0,981
0,1039	1,003
0,0913	0,882

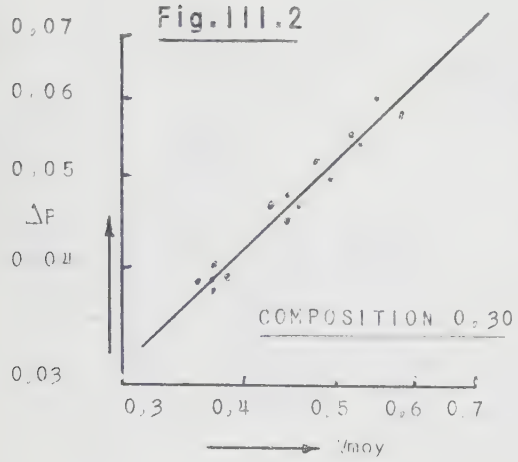
TABLEAU : 36

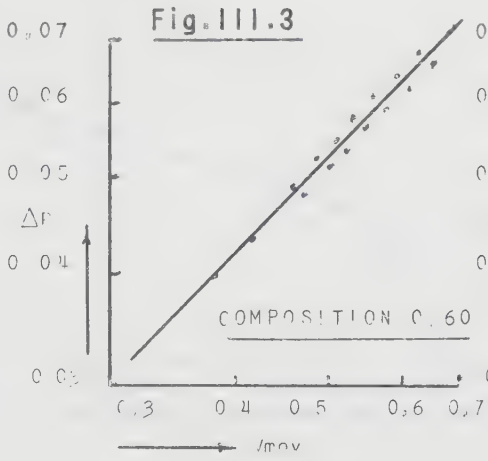
Composition 0,70

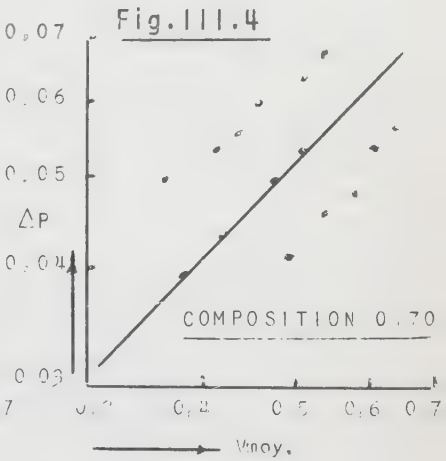
Perte de charge totale ΔP	Vitesse moyenne v_{moy}
0,0963	0,928
0,0962	0,928
0,0986	0,954
0,0918	0,888
0,1014	0,981
0,1016	0,984
0,1030	1,003

COURBES DE LA PERTE DE CHARGE TOTALE EN FONCTION DE VITESSE DE LA VAPEUR

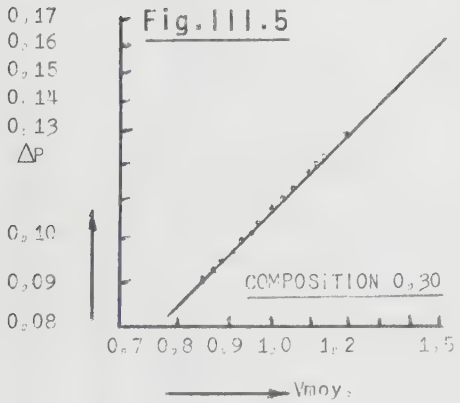
C O L O N N E A

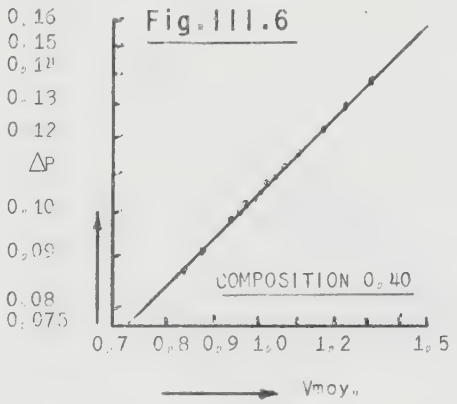


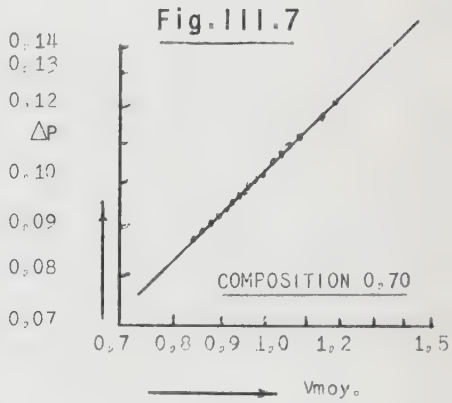




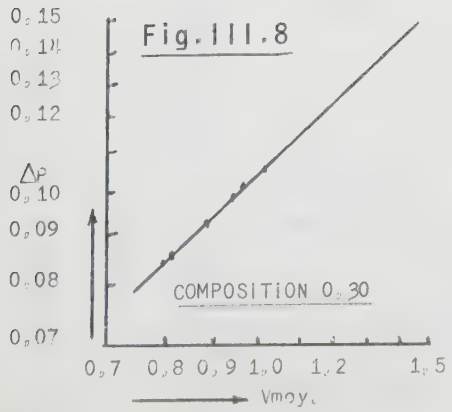
C O L O N N E B

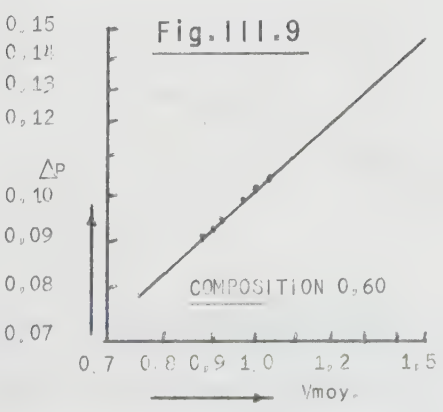


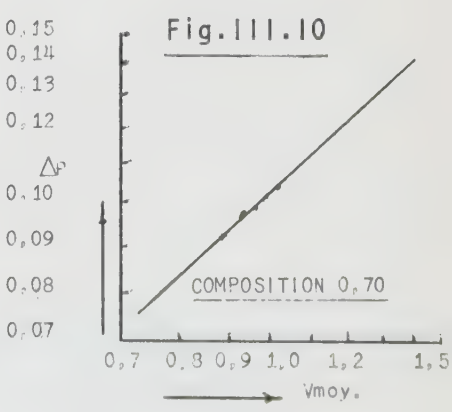




C O L O N N E C







COLONNE A

COURBES DE L'EFFICACITE EN FONCTION DU NOMBRE DE REYNOLDS EN HAUT DE LA COLONNE

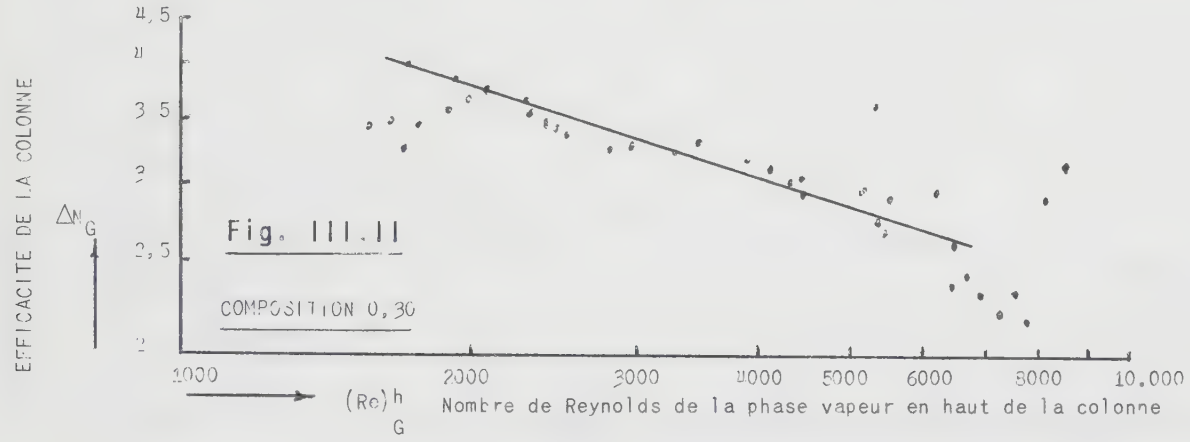


Fig. III.11

COMPOSITION 0,30

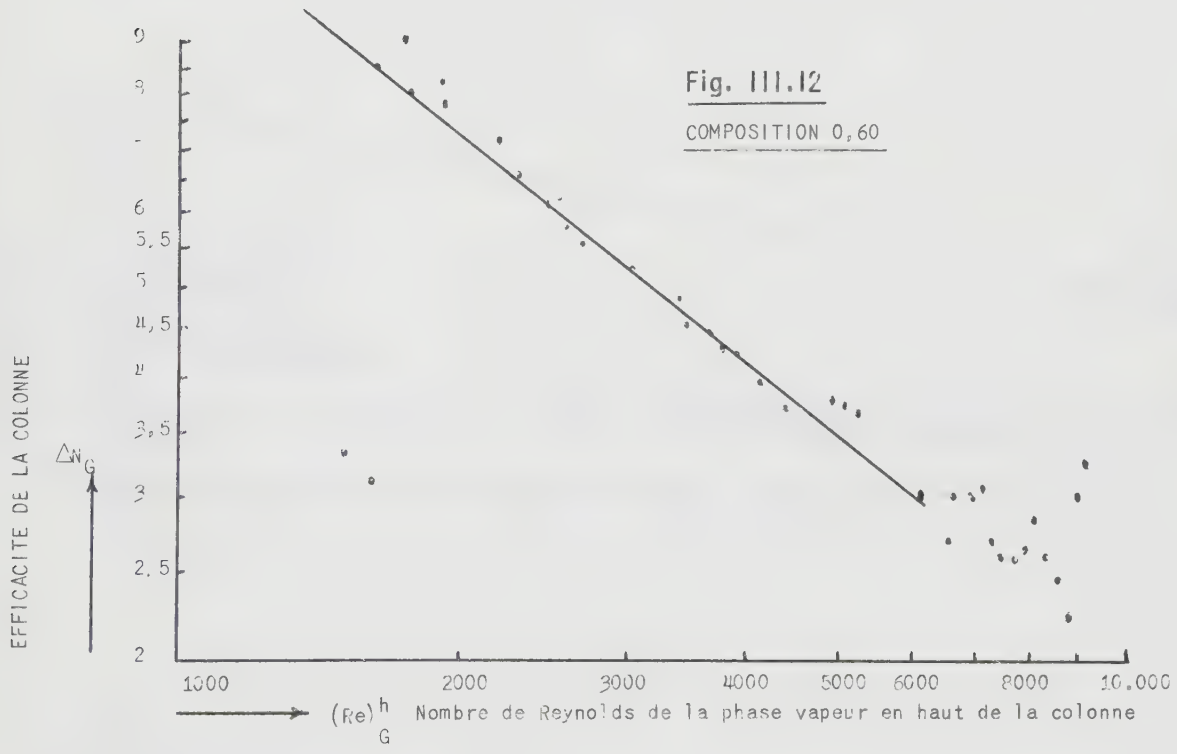


Fig. III.12

COMPOSITION 0,60

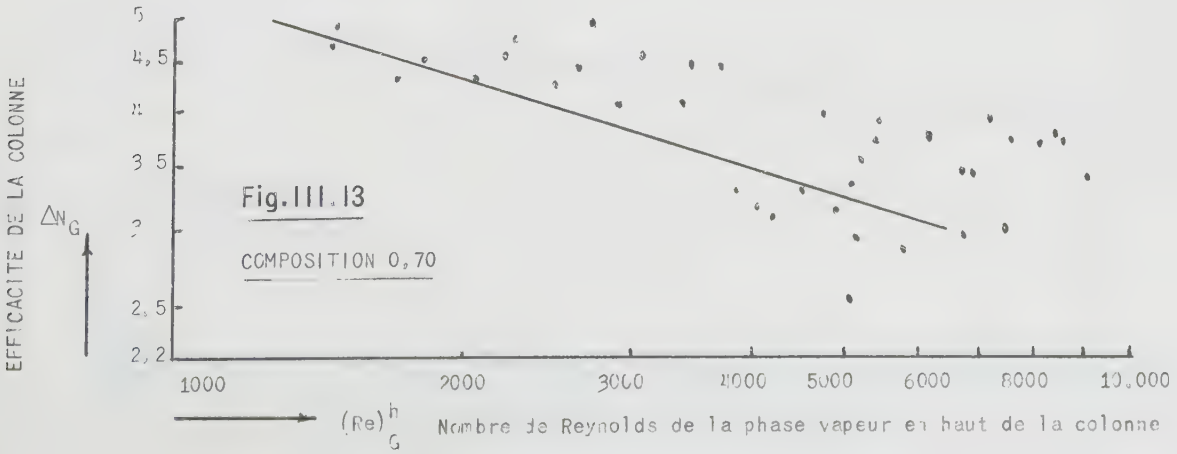


Fig.III.13

COMPOSITION 0,70

COLONNE B

COURBES DE L'EFFICACITE EN FONCTION DU NOMBRE DE REYNOLDS MOYEN DE LA PHASE VAPEUR

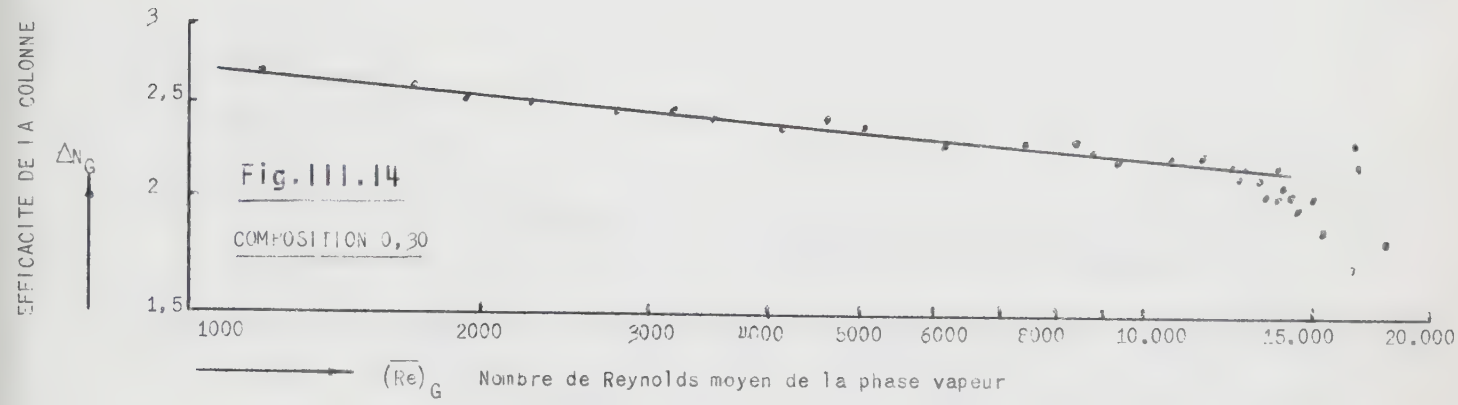


Fig.III.14

COMPOSITION 0,30

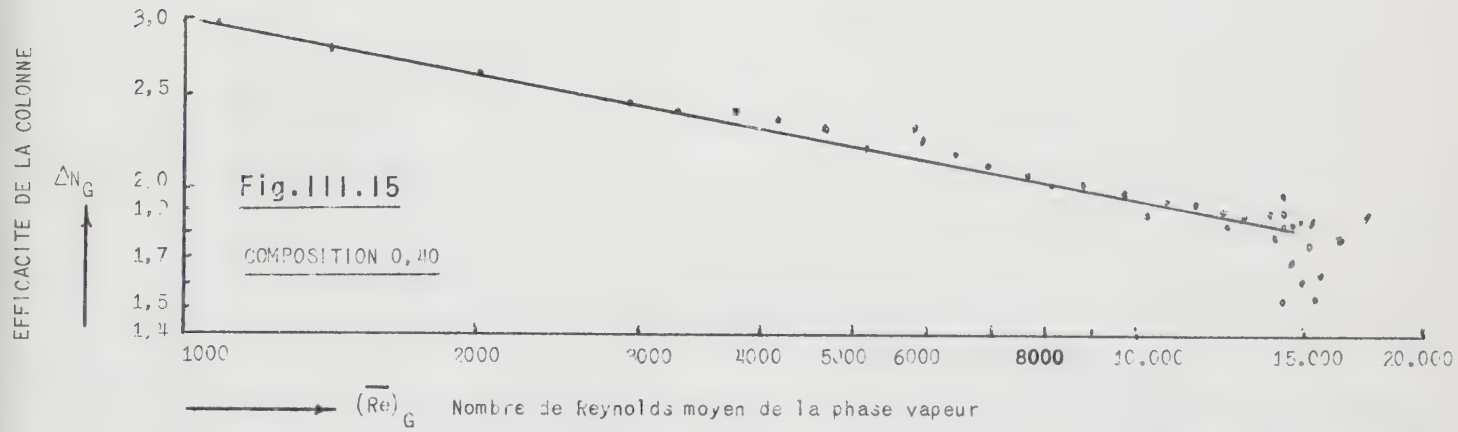


Fig.III.15

COMPOSITION 0,40

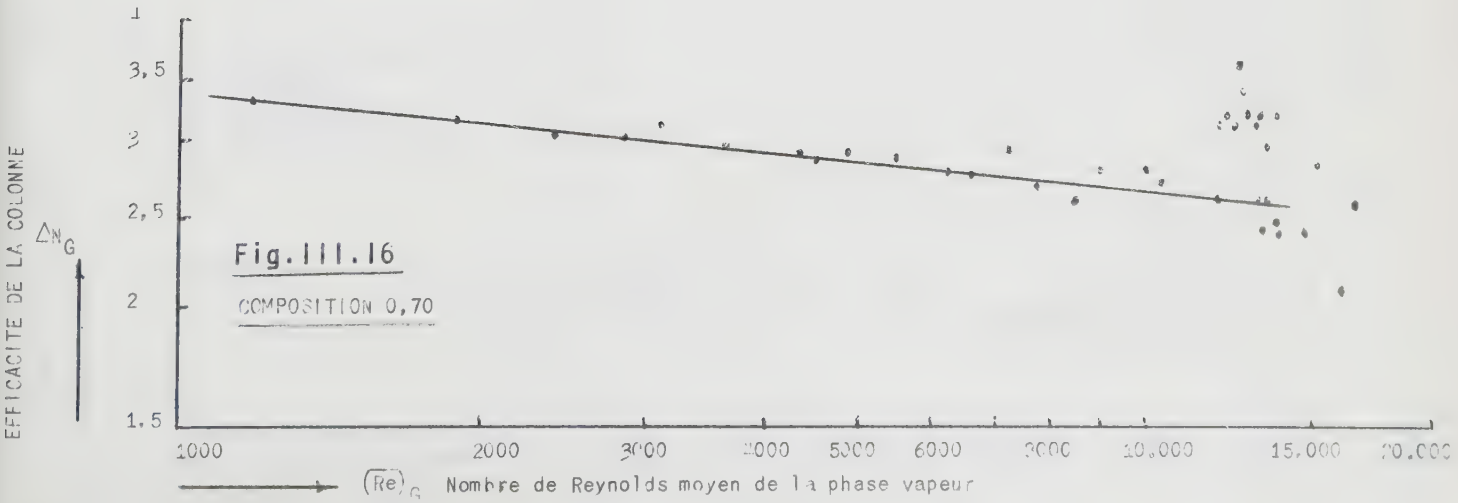
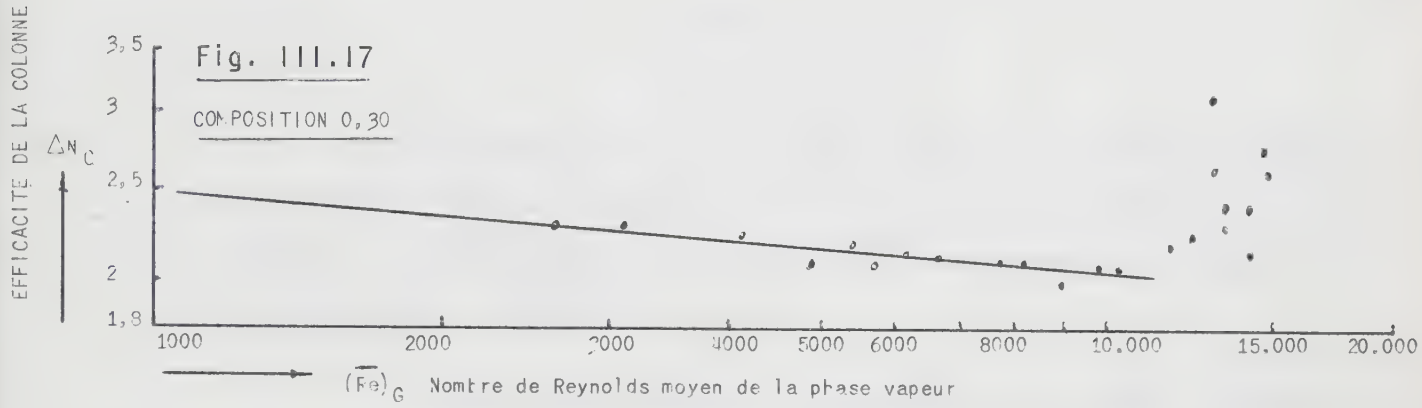


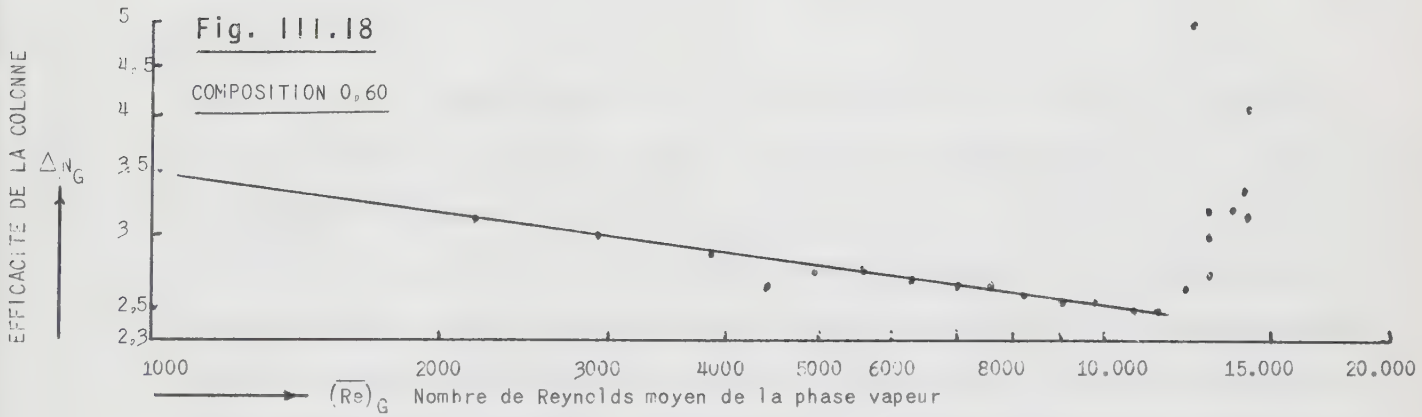
Fig.III.16

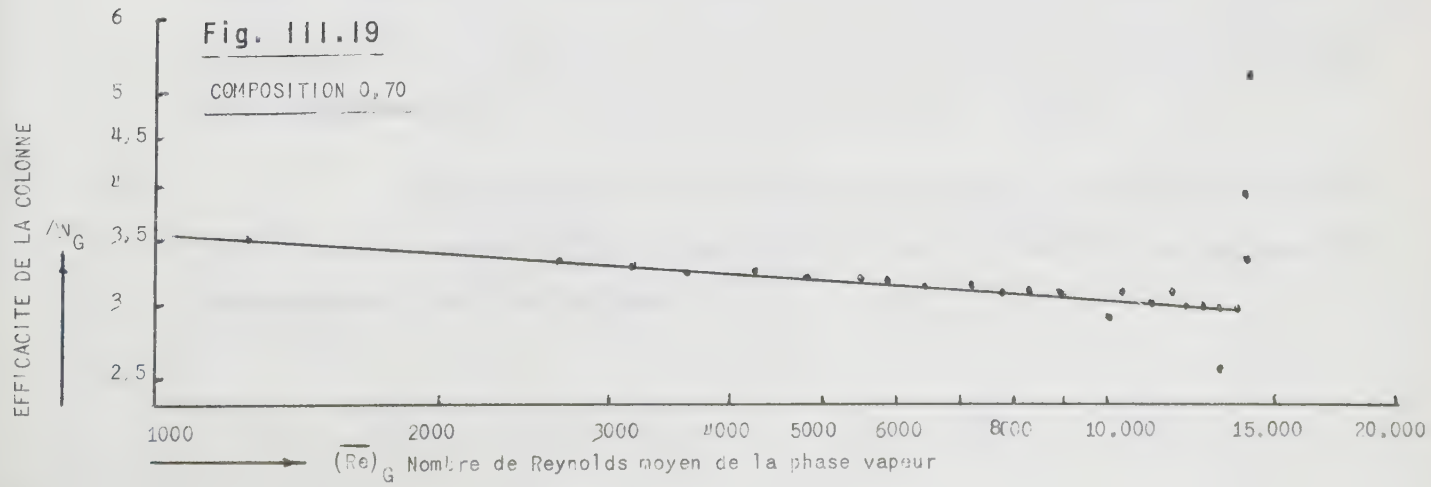
COMPOSITION 0,70

COLONNE C

COURBES DE L'EFFICACITE EN FONCTION DU NOMBRE DE REYNOLDS MOYEN DE LA PHASE VAPEUR







CONCLUSION

Nous avons pu constater qu'il suffisait de modifier le diffuseur par lequel la vapeur s'introduit dans la colonne pour modifier d'une part l'endroit de l'engorgement, et d'autre part le domaine du nombre de Reynolds autour duquel il se produit.

Nous avons remarqué que l'allure des courbes d'efficacité en fonction du nombre de Reynolds, se modifiait sensiblement alors que l'allure des courbes de perte de charge en fonction de la vitesse ne changeait pas.

L'engorgement ayant été étudié à la suite du transfert de masse dans la colonne et avec les mêmes appareillages, nous pouvons constater : dans le cas de la colonne C avec un diffuseur (en forme de poire à l'envers Fig. 3) à quatre trous, le nombre de Reynolds lors du passage de la vapeur dans chaque orifice est environ deux fois plus grand que le nombre de Reynolds en bas de la colonne. Ce qui peut expliquer les raisons de l'efficacité supérieure de cette colonne par rapport à la colonne B (à diffuseur en forme de cône tronqué Fig. 2). De plus, la forme géométrique du diffuseur donne à la vapeur une vitesse initiale de direction perpendiculaire aux parois de la colonne ce qui favoriserait son barbotage dans le liquide qui reflue sur les parois.

C'est pourquoi l'engorgement se produit en bas de la colonne A et C, alors qu'il se produit en haut à l'endroit du barrage de débordement pour la colonne B.

L'efficacité de la colonne A est supérieure à celle de la colonne C, car le volume laissé à la vapeur entre le diffuseur (Fig. 1) et la paroi de col est plus faible, ce qui permet un barbotage plus intense.

Nous pouvons donc conclure que la forme du tube d'entrée a une influence non seulement sur l'engorgement, mais encore sur le transfert de masse dans la colonne et que cette influence est supérieure à celle de la concentration.

NOTATIONS

d	Diamètre des colonnes (c'est-à-dire diamètre du tube à travers lequel est étudiée la distillation)
$d_{25°}$	Densité du liquide à 25° C
g	Accélération de la pesanteur en cm/sec^2.
K	Coefficient du nombre de Reynolds.
M	Masse moléculaire du corps en phase vapeur
M_1	Poids moléculaire de l'heptane
M_2	Poids moléculaire du toluène
m	Pente de la courbe d'équilibre liquide-vapeur $y = f(x)$
m_a	Valeur moyenne de la pente de la courbe d'équilibre liquide-vapeur.
N_G	Nombre d'unités de transfert relatif à la phase gazeuse.
ΔN_G	Efficacité de la colonne en nombre d'unités de transfert.
N_b	Nombre d'unités de transfert, relatif à la phase vapeur, correspondant à l'indice de réfraction n_b
N_h	Nombre d'unités de transfert, relatif à la phase vapeur, correspondant à l'indice de réfraction n_h

n_D^{25}	Indice de réfraction du liquide à 25° C pour la raie D du sodium
n_b	Indice de réfraction du mélange en bas de la colonne à distillation dans les mêmes conditions
n_h	Indice de réfraction du mélange en haut de la colonne à distillation dans les mêmes conditions
P	Pression totale
Q_G	Débit en cc./s. de la vapeur
Q_L	Débit en cc./s. du liquide
q	Perte de charge de la vapeur due au poids de celle-ci en dynes/cm^2.
$(Re)_G$	Nombre de Reynolds vapeur
$(Re)_G^b$	Nombre de Reynolds vapeur en bas de la colonne
$(Re)_G^h$	Nombre de Reynolds vapeur en haut de la colonne
$(\overline{Re})_G$	Nombre de Reynolds vapeur correspondant à la moyenne arithmétique de $(Re)_G^b$ et $(Re)_G^h$
T	Température absolue en°K
t	Température en °C
t_e	Température d'ébullition
v	Volume des cavités jaugées
$v_{moy.}$	Vitesse moyenne de la vapeur
V_1	Volume moléculaire de l'heptane
V_2	Volume moléculaire du toluène
x	Fraction molaire liquide en constituant le plus volatil
x^*	Concentration du liquide en équilibre avec la vapeur de composition y

x_2	Fraction molaire liquide en toluène
y	Fraction molaire vapeur en constituant le plus volatil
y^*	Concentration de la vapeur en équilibre avec le liquide de composition x
α	Coefficient de volatilité relative
β	Exposant du nombre de Reynolds
Γ	Débit masse liquide en g./s. par cm. de périmètre de colonne
θ	Temps de remplissage en seconde
μ_G	Viscosité du mélange en phase gazeuse
μ_h	Viscosité d'heptane en phase gazeuse
μ_t	Viscosité du toluène en phase gazeuse
ρ_L	Densité du mélange en phase liquide
ρ_G	Densité du mélange en phase vapeur

B I B L I O G R A P H I E

1. E. CHAHVEKILIAN : Thèse, Paris, 1956.
2. L. KAISER : Thèse, Paris, 1959, Contribution à l'Etude de la distillation - Revue de l'Institut Français du Pétrole, 1960, XV, N° 2, 384; XV, N° 3, 598.
3. J. PEUSCET : Thèse, Paris, 1961.
4. B. CASTEL : Thèse, Paris, 1964.
5. J.C. MOMMEJA : Diplôme d'Etudes Supérieures, Paris, 1964.
6. Mlle A. BOGNER : Diplôme d'Etudes Supérieures, Paris, 1957.
7. E. SOREL : "Distillation et Rectification Industrielles"; Gauthier-Villars, Paris, 1899.
8. J. LEWIS : Ind. Eng. Chem.; 1922, 14, 492.
9. PONCHON : Technique moderne; 1921, 13, 20, 55.
10. SAVARIT : Chimie et Industrie; 1923 Mai, Special N° 737, 9.
11. PETERS : Ind. Eng. Chem.; 1922, 14, 476.
12. G. WESTHAVER : Ind. Eng. Chem.; 1942, 34, 126.
13. KUHN : Helv. Chim. Acta.; 1942, 25, 242; 1943, 26, 1693; 1946, 29, 26, 692
14. KIRSCHBAUM : Distillation and Rectification; Chem. Pub.Co.(New York).; Distillier and Rektifisier Technik (2nd Ed.) Springer Verlag, Berlin.; Chem.Fabrik; 1931, 4, 38, 51, 63
15. W.L.McCABE et E.W. THIELE : Ind. Eng. Chem.; 1925, 17, 605.
16. MAYO, HUNTER et NASH : J.Soc.Chem.Ind.; 1935, 54, 375.
17. S.S.GRIMLEY : Trans.Inst.Chem.Eng.; 1945, 23, 233.
18. VAN KREVELEN : Rec.Trav.Chem.; 1947, 66, 513.
19. WEISMAN et BONILLA : Ind. Eng. Chem.; 1950, 42, 1099.

20. T.H. CHILTON et A.P. COLBURN : Ind. Eng. Chem.; 1935, 27, 255.

21. W.K. LEWIS et W.G. WHITMAN : Ind. Eng. Chem.; 1924, 16, 1215. Principales of Gas Absorption.

22. A.P. COLBURN : Ind. Eng. Chem.; 1930, 22, 967.

23. N.J. HASSETT : Brit.Chem. Eng.; 1963, 8, 86.

24. ROBERT E. TREYBAL : "Mass Transfer Operations", 1955, McGraw-Hill Book Co.,Inc.,Page 201

25. W.L. BADGER et W.L.McCABE : Elements of Chemical Engineering", 2d.ed.McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1936, Page 241.

26. J.C.CHU, C.C. TAYLOR et D.J. LEVY : Ind. Eng. Chem.; 1950, 42, 1157.

27. L.H.TUNG et H.G. DRICKAMER : J.Chem. Phys.; 1952, 20, 6, 10.

28. EMMERT et PIGFORD : Chem. Eng. Prog.; 1954, 50, 87-93.

29. KISHINEVSKII et MOCHALOVA : Zhr. Priklad. Khim.; 1959, 32, 1016, 21.

30. RUHEMANN : The Separation of Gases, Oxford, Clarendon Press, 1949.

31. BOSNJAKOVIC : Technische Thermodynamik, Steinkopf, Dresden, 1937.

32. W. SMITH : Thèse, Londre , 1953.

33. R. HIGBIE : Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.; 1935, 31, 65.

34. P.V. DANCKWERTS : Ind. Eng. Chem.; 1951, 43, 1460.

35. M.Kh. KISHINEVSKY et A.V. PAMFILOV : J.App. Chem.; 1949; 22, N° 11, 1173.

36. TOOR et MARCHELLO : A.I. Chem. E. Journal; 1954, 4, N° 1, 97 - 101

37. A.J. SUROWIEC et C.C. FURNACE : Trans. Am. Inst. Chem. Eng.; : 1942, 38, 53.

38. R.K. GIBBS, I. LAZARRAGA et D.H.HIMMELBLAU : Brit. Chem. Eng.; 1963, 8, N° 8, 538-545.

39. P.V. DANCKWERTS : Trans. Farady Soc.; 1950, 46, 300.

40. H.F. JOHNSON et H. BLISS : Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.; 1946, 42, 331.

41. J.Y. OLDSHUE et J.H. RUSHTON : Chem. Eng. Prog.; 1952, 48, 297

42.	A.P. COLBURN et T.B. DREW	: Trans. Am. Inst. Chem. Eng.; 1937, 33, 197.
43.	G. ACKERMAN	: Forschungsheft; 1937, 1, 382.
44.	A. PARIS	: Génie Chimique; 1961, Suppt. au N° 4, 36
45.	P.L. KAPITSA	: Zurnal Eksperimentalnoy i teoreticheskoy fisiki; 1948, 18, 3-18 et 19-28.
46.	THOMAS et PORTALSKI	: Ind. Eng. Chem.: 1958, 50, N° 7, 1081-88.
47.	Z. NUSSELT	: Ver dent. Ing.; 1916, 60, 541-46 et 569-75.
48.	J.I. FALLAH, G.HUNTER et A.W. NASH	: J. Soc. Chem. Ind. (London); 1934, 53, 368-79 T
49.	C.M. COOPER, T.B. DREW et W.H.McADAMS	: Ind. Eng. Chem.; 1934, 26, 428.
50.	S.J. FRIEDMAN et C.O. MILLER.	: Ind. Eng. Chem.; 1941, 33, 985
51.	M.I. JACKSON	: A.I. Ch. E. Journal; 1955, 1, 231.
52.	KIRBRIDE	: Ind. Eng. Chem.; 1934, 26, 426.
53.	H. CLASSEN	: Zbl. Zuckerind; 1918, 26, 497.
54.	J. TIMMERMANS	: Physico-Chemical Constants of Pure Organic Compounds. ELSEVIER, New York. 1950.
55.	J.B. MAXWELL	: Data Book on Hydrocarbons. Von Nostrand. New York. 1960. Page 174.
56.	JU CHIN CHU	: Distillation Equilibrium Data. Reinhold. New York. 1950.
57.	E.M. SCHOENBORN et J.H. KOFFOLT	: "Teaching of Chemical Engineering", Page 221, Amer. Inst. Chem. Engrs. New York. 1940.
58.	M.L. JACKSON, R.T. JOHNSON et N.H. CEAGLSKE	: Proceedings of the First Mid-Western Conference on Fluid Dynamics, Edward Bros. Inc., Ann Arbor, Mich., 1951, Page 226.
59.	J.C. LEVAIN	: Thèse, Paris, 1965.

60. J.C. ELGIN et F.B. WEISS : Ind. Eng. Chem.; 1939, 31, 435.

61. A.F. FORZIATI, A.R. GLASGOW jr., C.B. WELLINGHAM et F.D. ROSSINI : J. Research, Nat. Bur. Standards; 1946, 36, 129.

62. Idem : Ind. Eng. Chem.; 1949, 41, 2912.

63. E.R. GILLILAND : Ind. Eng. Chem.; 1934, 26, 681.

DEUXIEME THESE

Propositions données par la Faculté

ANALYSE DES GAZ PAR SPECTROMETRIE DE MASSE

Vu :
les Membres du Jury
MM. BRUSSET
CHATELET
MAITTE

Vu et approuvé :
Le Doyen de la Faculté des Sciences

M. ZAMANSKY

Vu et accordé le permis d'imprimer

Paris, le

Le Recteur : Jean ROCHE

DEUXIEME THESE

Propositions données par la Faculté

ANALYSE DES GAZ PAR SPECTROMETRIE DE MASSE

Vu :

les Membres du Jury

MM. BRUSSET

CHATELET

MAITTE

Vu et approuvé :

Le Doyen de la Faculté des Sciences

M. ZAMANSKY

Vu et accordé la permis d'imprimer

Paris, le

Le Recteur : Jean ROCHE